



SKRIPSI – TK141581

**PERMODELAN DISTILASI BATCH MULTIKOMPONEN ETANOL
DARI BROTH FERMENTASI MOLASES DALAM TRAY COLUMN
DENGAN PACKING**

Oleh :

**Rendra Panca Anugraha
NRP. 2311100094**

**Tarikh Azis Ramadani
NRP. 2311100130**

**Dosen Pembimbing
Prof. Dr. Ir. Ali Altway, MSc.
NIP. 1951 08 04 1974 12 1001
Siti Nurkhamidah, S. T., MS, Ph.D
NIP. 1984 05 08 2009 12 2001**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA 2015**



FINAL PROJECT – TK141581

**MODELLING OF ETHANOL MULTICOMPONENT BATCH
DISTILLATION FROM BROTH FERMENTATION IN TRAY
COLUMN WITH PACKING**

Writers :

**Rendra Panca Anugraha
NRP. 2311100094**

**Tarikh Azis Ramadani
NRP. 2311100130**

Advisors

**Prof. Dr. Ir. Ali Altway, MSc.
NIP. 1951 08 04 1974 12 1001
Siti Nurkhamidah, S. T., MS, Ph.D
NIP. 1984 05 08 2009 12 2001**

**CHEMICAL ENGINEERING DEPARTMENT
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY
INSTITUTE OF TECHNOLOGY SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA 2015**

LEMBAR PENGESAHAN

PERMODELAN DISTILASI BATCH MULTIKOMPONEN ETANOL DARI BROTH FERMENTASI MOLASES DALAM TRAY COLUMN DENGAN PACKING

Diajukan untuk Memenuhi Salah Satu Syarat Memperoleh Gelar
Sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Jurusan Teknik Kimia
Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya

Oleh :

Rendra Panca Anugraha
Tarikh Azis Ramadani

NRP : 2311 100 094
NRP : 2311 100 130

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.S(Pembimbing I)
2. Siti Nurkhamidah, S.T.,M.S.,Ph.D(Pembimbing II)
3. Dr. Ir. Susianto, DEA(Penguji I)
4. Ir. Ignatius Gunardi, MT(Penguji II)
5. Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D(Penguji III)



Surabaya
Juli, 2015

**PERMODELAN DISTILASI BATCH
MULTICOMPONENT ETANOL DARI BROTH
FERMENTASI MOLASES DALAM TRAY COLUMN
DENGAN PACKING**

**Dosen Pembimbing : Prof. Dr. Ir. Ali Altway, MSc.
Siti Nurkhamidah, ST., MS., Ph.D.**

**Disusun oleh : Rendra Panca A (2311100094)
 Tarikh Azis R (2311100130)**

ABSTRAK

Sumber energi adalah salah satu komoditas bagi suatu negara. Energi terbarukan menjadi salah satu solusi sebagai energi alternatif namun penggunaannya masih sedikit. Salah satu energi terbarukan adalah etanol yang terbuat dari *broth fermentation*. Bioetanol dari diambil *broth fermentation* dengan *multicomponent batch distillation*. Hasil simulasi dibandingkan dengan hasil eksperimen untuk validasi simulasi ini. Metode runge kutta digunakan untuk menyelesaikan *numerical problem* di simulasi ini. Variabel dari percobaan ini adalah tinggi packing. Sehingga waktu maksimum dari *batch distillation* dapat diperoleh sehingga bisa didapatkan konsentrasi etanol yang maksimal di destilat. Konsentrasi etanol maksimal yang didapatkan sebesar 68% mol untuk tanpa packing, 70% mol untuk packing 3 cm dan 70% mol untuk packing 5 cm.

Kata Kunci: etanol, destilasi *batch* multikomponen, *broth fermentation*

MODELLING OF ETHANOL MULTICOMPONENT BATCH DISTILLATION FROM BROTH FERMENTATION IN TRAY COLUMN WITH PACKING

**Advisors : Prof. Dr. Ir. Ali Altway, MSc.
Siti Nurkhamidah, ST., MS., Ph.D.**

**Writers : Rendra Panca A (2311100094)
Tarikh Azis R (2311100130)**

ABSTRACT

Energy resource is one of commodities for a country. Renewable energy is one of solution as alternative energy but few people using renewable energy. One of renewable energy is ethanol which made from broth fermentation. Bioethanol from broth fermentation is recovered by multicomponent batch distillation. This research simulate the operation of multicomponent batch distillation. The simulation result compare with experimental data to validation this simulation. Runge-Kutta method use for solving numerical problem in this simulation. Height of mess packing is variable from this research. The optimum time of batch distillation can be obtain to get the maximum mole concentration of ethanol in distillate. The maximum concentration of ethanol get 68% mole for without packing, 70% mole for 3 cm packing and 70 % for 5 cm packing.

Keyword : ethanol, multicomponent batch distillation, broth fermentation

KATA PENGANTAR

Puji syukur kami kepada Allah SWT karena atas berkah, rahmatNya kami dapat menyelesaikan Laporan Skripsi yang berjudul,

“PERMODELAN DISTILASI BATCH MULTIKOMPONENT ETANOL DARI BROTH FERMENTASI MOLASES DALAM TRAY COLUMN DENGAN PACKING”

Tugas ini merupakan salah satu prasyarat meraih gelar sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (FTI-ITS). Selama penyusunan Laporan Skripsi ini, kami banyak mendapat bimbingan, bantuan dan dorongan dari berbagai pihak. Untuk itu kami ingin mengucapkan terima kasih kepada:

1. Prof.Dr.Ir. Tri Widjaja, M.Eng selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
2. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc, selaku Kepala Laboratorium Proses Perpindahan Panas dan Massa dan Dosen Pembimbing kami atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
3. Ibu Siti Nurhamidah, S.T., M.S., Ph.D selaku Dosen Pembimbing kami atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
4. Bapak Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D, Dr. Ir. Susianto, DEA, Ibu Yeny Rahmawati, ST., MT. selaku dosen Laboratorium Proses Perpindahan Panas dan Massa.
5. Bapak dan Ibu Dosen Pengajar serta seluruh karyawan jurusan Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.
6. Orang tua serta saudara-saudara kami atas doa, dukungan dan bimbingan, perhatian dan kasih sayang yang selalu tercurah selama ini.
7. Teman-teman di Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa

8. Serta teman-teman K-51 atas dukungan yang diberikan. Kami menyadari bahwa penulisan laporan ini masih banyak kekurangan oleh karena itu kami sangat mengharapkan saran dan masukan yang konstruktif untuk kesempurnaan laporan ini.

Surabaya, 15 Juni 2015

Penyusun

DAFTAR ISI

Halaman Judul	i
Lembar Pengesahan	iii
Abstrak	iv
Abstract	v
Kata Pengantar	vi
Daftar Isi	viii
Daftar Gambar	ix
Daftar Tabel	xi
BAB I. PENDAHULUAN	
I.1. Latar Belakang	1
I.2. Perumusan Masalah	6
I.3. Tujuan Penelitian	6
I.4. Manfaat Penelitian	7
BAB II. TINJAUAN PUSTAKA	
II.1. Teori Distilasi	8
II.2. Permodelan Distilasi Multikomponen	14
II.3. Keseimbangan Uap-Cair Pada Distilasi Multikomponen	18
II.4. Murphree Efficiency	19
II.5. Metode UNIFAC	20
BAB III. METODOLOGI PENELITIAN	
III.1. Sistem yang Ditinjau	23
III.2. Model Matematika	24
III.3. Penyelesaian Numerik	31
III.4. Pembuatan Program	31
III.5. Validasi Data	31
III.6. Analisa Model Matematika	31
III.7. Variabel Penelitian	32
BAB IV. HASIL DAN PEMBAHASAN	
IV.1. Pengaruh Ketinggian Packing Terhadap Fraksi Larutan Di Distilat	33

IV.2. Pengaruh Ketinggian Packing Terhadap Efisiensi Murphree di Tray	35
IV.3. Hasil Simulasi Distilasi Batch Multikomponen	36
IV.4. Validasi Model	37
BAB V. KESIMPULAN	
V.1. Kesimpulan	40
V.2. Saran	40
Daftar Pustaka	xii
Daftar Notasi	xiv
Appendiks A	A-1
Appendiks B	B-1
Appendiks C	C-1
Appendiks D	D-1

DAFTAR TABEL

Tabel III.1	Data parameter tiap additivity group	25
Tabel III.2	Data parameter Antoine	25
Tabel III.3	Sistem alat yang dipelajari	32

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1.	Proyeksi Produksi dan Impor dari Minyak Mentah dan BBM	1
Gambar I.2.	Proyeksi Penyediaan Bioetanol dan Biodiesel	3
Gambar II.1.	Distilasi Metode McCabe-Thiele	10
Gambar II.2.	Packed Kolom	11
Gambar II.3.	Diagram Neraca Massa Kolom Distilasi	12
Gambar II.4.	Diagram Alir <i>Batch Distillation</i>	13
Gambar II.5.	Diagram Sistem <i>Reboiler</i>	15
Gambar II.6.	Diagram Sistem <i>Tray</i>	15
Gambar II.7.	Diagram Sistem <i>Reflux-Drum Condensor</i>	16
Gambar II.8.	UNIFAC-VLE Subgroup Parameter	21
Gambar II.9.	UNIFAC-VLE Interaction Parameters, a_{mk} , dalam kelvin	21
Gambar III.1	Langkah-langkah pembuatan model matematik untuk proses destilasi ethanol dari molases didalam kolom destilasi	22
Gambar III.2	Sistem destilasi <i>batch</i> multikomponen dari bahan baku (fermentasi molases) dalam <i>tray column</i>	23
Gambar III.3	Rumus bangun bahan di <i>feed</i>	24
Gambar III.4	Hydraulic model untuk disperse diatas <i>packed sieve tray</i>	29
Gambar IV.1	Grafik fraksi mol etanol di distilat tiap waktu pada berbagai ketinggian packing	33
Gambar IV.2	Perbesaran Grafik fraksi mol etanol di distilat tiap waktu pada berbagai ketinggian packing	34
Gambar IV.3	Grafik efisiensi murphree pada <i>tray</i> ke-10 tiap waktu pada berbagai ketinggian <i>packing</i>	35
Gambar IV.4	(a) Hasil simulasi komponen air dan etanol	36
Gambar IV.4	(b) Hasil simulasi pengotor	37
Gambar IV.5	(a) Perbandingan hasil simulasi dengan eksperimen dengan <i>packing</i> 3 cm	38

Gambar IV.5 (b) perbandingan hasil simulasi dengan
eksperimen dengan *packing* 5 cm 38

DAFTAR NOTASI

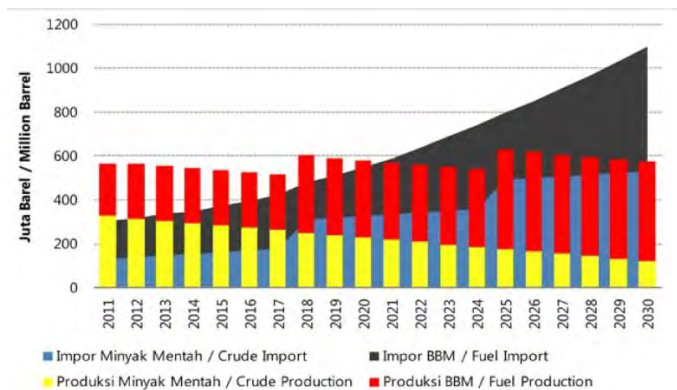
B	Bottom (kg/jam)
C	Konsentrasi (kg/L)
D	Distilat (kg/jam)
E_{OG}	Overall point efficiency
F	Feed (kg/jam)
L	Reflux (kg/jam)
N_G	<i>Number of vapour-phase mass transfer units</i>
N_L	<i>Number of liquid-phase mass transfer units</i>
N_{OG}	<i>Number of overall vapour-phase mass transfer units</i>
P	Tekanan
R	<i>Reflux ratio</i>
Sh	<i>Sherwood number</i>
T	Temperatur
X_i	Konsentrasi zat dalam fase liquid
X_b	Konsentrasi kadar bottom
X_d	Konsentrasi kadar distilat
X_f	Konsentrasi kadar feed
Y_i	Konsentrasi zat dalam fase uap
g	Percepatan gravitasi
k_G	Vapour-phase mass transfer coefficient
h_f	Froth height
t_G	<i>Mean residence time of vapour-phase in dispersion</i>
u_s	Superficial velocity of vapour-phase based on net area
u_{SB}	Rise velocity of small bubbles
α	<i>Relative volatility</i>
ρ_G	Densitas vapor
ρ_L	Densitas liquid
λ	<i>Stripping factor</i>
ε_{AV}	<i>Average vapour volume fraction in the two phase mixture</i>

BAB I

PENDAHULUAN

I.1. Latar Belakang

Minyak bumi merupakan salah satu energi primer yang saat ini masih mendominasi untuk memenuhi kebutuhan energi masyarakat Indonesia. Produksi minyak bumi Indonesia yang terus menurun dari waktu ke waktu sementara permintaan terhadap minyak bumi yang terus bertambah akan menyebabkan adanya peningkatan impor minyak mentah serta Bahan Bakar Minyak (BBM) untuk memenuhi kebutuhan energi dalam negeri. Berikut ini adalah proyeksi produksi dan impor dari minyak mentah dan BBM.



Gambar I.1. Proyeksi Produksi dan Impor dari Minyak Mentah dan BBM

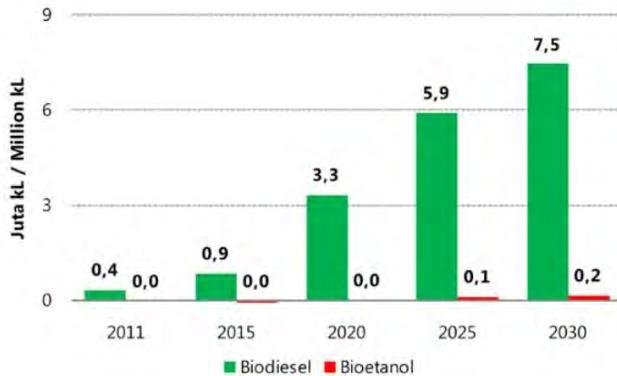
Selama periode 2011 sampai 2030 konsumsi BBM Indonesia meningkat dengan laju peningkatan sebesar 3.3% per tahun atau dari 399 juta barrel pada tahun 2011 menjadi 1.029 juta barrel pada tahun 2030. Konsumsi BBM Indonesia akan dipenuhi oleh produksi BBM sebesar 237 juta barrel pada tahun 2011 yang meningkat menjadi 452 juta barrel pada tahun 2030 dengan laju

peningkatan sebesar 2.3% per tahun, serta impor BBM sebesar 172 juta barel pada tahun 2011 meningkat menjadi 567 Juta barel pada tahun 2030 dengan laju peningkatan 4.2% per tahun. Di lain pihak, subsidi BBM masih cukup tinggi yang disebabkan oleh kenaikan konsumsi dalam negeri dan melemahnya nilai rupiah terhadap valuta asing. Oleh karena itu, perlunya pemanfaatan energi terbarukan untuk mengganti posisi minyak bumi sebagai sumber energi utama.

(Indonesia Energy Outlook 2013)

Pemanfaatan energi terbarukan masih relatif kecil. Beberapa hal yang menghambat pengembangan energi terbarukan antara lain ialah tingginya biaya investasi, kebijakan publik, minimalnya insentif atau subsidi, dan harga jual yang lebih tinggi dibandingkan dengan energi fosil, rendahnya pengetahuan dalam mengadaptasi fasilitas energi bersih, serta potensi sumber daya Energi Baru dan Terbarukan (EBT) pada umumnya kecil dan tersebar. Dan salah satu contoh dari sumber daya EBT adalah Bahan Bakar Nabati (BBN)

BBN yang terdiri dari biodiesel dan bioetanol menjadi salah solusi untuk meningkatnya kebutuhan bahan bakar cair di Indonesia. Biodiesel digunakan sebagai bahan bakar pengganti minyak solar. Sedangkan bioetanol digunakan sebagai bahan bakar pengganti bensin. Penyediaan BBN pada tahun 2011 masih sangat kecil, yaitu sebesar 2,3 juta Setara Barel Minyak (SBM) dan seluruhnya merupakan biodiesel. Bahan bakar nabati diperkirakan akan meningkat dengan pertumbuhan rata-rata 17,5% per tahun, menjadi 49,5 juta SBM pada 2030. Berikut ini adalah proyeksi penyediaan biodiesel dan bioetanol di Indonesia.



Gambar I.2. Proyeksi Penyediaan Bioetanol dan Biodiesel
(Indonesia Energy Outlook 2013)

Bioetanol sendiri umumnya dibuat dengan cara proses fermentasi bahan yang mengandung gula yang nantinya dirubah menjadi etanol. Untuk menghasilkan produk bahan bakar dengan konsentrasi etanol yang cukup tinggi ini perlu proses pemisahan. Umumnya proses pemisahan yang digunakan adaah proses distilasi.

Distilasi paling umum digunakan untuk *separation* (pemisahan) campuran cairan homogen. Pemisahan dilaksanakan dengan memanfaatkan perbedaan titik didih atau volatilitas antara komponen-komponen dalam campuran; dengan mendidihkan atau menguapkan lebih banyak komponen yang mudah menguap. Ketika campuran cairan yang terdiri dari dua komponen dipanaskan, maka uap yang keluar akan mengandung komponen mudah menguap yang lebih besar dibanding cairan didalam ketel. Sebaliknya, ketika uap didinginkan, bahan yang mempunyai titik didih lebih tinggi mempunyai kecendrungan lebih mudah mengembun dari pada komponen dengan titik didih lebih rendah.

Proses distilasi dapat dibagi menjadi dua jenis yaitu: distilasi *batch* dan distilasi kontinyu. Distilasi *batch* ini banyak digunakan di bidang seperti, farmasi, minyak esensial dan beberapa produk minyak bumi. Pada kolom distilasi *batch*, umpan

mula-mula dituangkan kedalam ketel dan tak ada lagi bahan yang ditambahkan sampai berakhirnya proses. Perbedaan pokok dari kedua proses distilasi ini adalah bahan untuk distilasi kontinyu, umpan di alirkan masuk ke dalam kolom secara terus-menerus dan sehingga membuat proses dalam kondisi *steady state*. Untuk proses *batch*, komponen dengan titik didih lebih tinggi makin lama makin meningkat.

Keuntungan proses *batch* dibanding kontinyu adalah proses *batch* lebih fleksibel daripada proses kontinyu. Proses *batch* lebih disukai daripada proses kontinyu bila konsentrasi umpan berubah-ubah. Pada proses *batch*, pemisahan campuran yang terdiri dari n komponen dapat dilaksanakan pada satu kolom dengan menggunakan banyak tangki-tangki produk, sedang untuk distilasi kontinyu diperlukan $(n-1)$ kolom. Disamping keuntungan, ada kekurangan dari distilasi *batch* yaitu perubahan yang terus menerus dari bahan umpan dan dinamika kolom yang kompleks. Sangat sulit untuk menentukan perubahan komposisi dengan waktu diseluruh bagian dari kolom distilasi *batch* pada *refluks rasio* optimum dengan cara eksperimen karena kerumitan dinamika kolom. Oleh karena itu diperlukan pembuatan model matematik untuk memprediksi kinerja dinamik kolom distilasi *batch* untuk sistem multi komponen.

Permodelan distilasi multikomponen dengan sistem *batch* meliputi pembentukan neraca massa, neraca energi, pemakaian korelasi hubungan kesetimbangan, hubungan ketinggian *packing* terhadap efisiensi *tray* dan korelasi perpindahan panas dan massa yang umumnya menghasilkan sistim persamaan diferensial parsial atau persamaan diferensial biasa dan sistim persamaan aljabar. Sistem ini sangat kompleks sehingga diperlukan asumsi-asumsi untuk proses penyederhanaan. Ditinjau dari kerumitan dan keakuratan model, model matematik ini diklasifikasikan menjadi tiga yaitu model *Rigorous*, *Semi Rigorous*, dan *Short Cut*.

Huckaba et al. (1960) meneliti tentang simulasi proses kolom distilasi *batch* untuk memisahkan campuran biner. Dalam simulasi ini, model matematik yang digunakan untuk menghitung

neraca massa dan neraca energi di setiap *tray* dengan asumsi *liquid hold-up* yang konstan, hubungan entalpi yang linier dan operasinya adiabatik.

Diwekar et al. (1991) memperkenalkan metode *short-cut* untuk desain yang optimal dari kolom distilasi *batch* multikomponen berdasarkan modifikasi dari metode Fenske-Underwood-Gilliland yang mana digunakan untuk mendesain kolom distilasi kontinu.

Diwekar et al. (1991b) memperkenalkan paket yang komprehensif untuk simulasi, desain, optimasi dan pengendalian optimal untuk kolom destilasi *batch* multikomponen yang di beri nama BATCH-DIST.

Wajge et al. (1997) meneliti tentang simulasi dengan perhitungan metode numerik, distilasi multikomponen *batch* di *packed bed*. Penggunaan metode kolokasi orthogonal untuk sistem yang memerlukan akurasi yang lebih tinggi jauh lebih di gunakan pada metode kolokasi orthogonal. Metode kolokasi orthogonal digunakan untuk meningkatkan komputasi waktu.

Yildiz (2002) melakukan penelitian tentang cara menentukan komposisi produk dalam kolom destilasi *batch* multikomponen dari data pengukuran suhu dan mencobanya dengan melakukan simulasi kolom destilasi *batch*. Simulasi ini berdasarkan penelitian Distefano (1968) dengan menggunakan asumsi:

- Vapor holdup diabaikan
- Volume liquid holdup tiap *tray* dianggap konstan
- Fluid dynamic lags diabaikan
- Operasi adiabatik
- *Tray* ideal

Ceylan (2007) melakukan permodelan matematika dari kolom destilasi *batch* multikomponen. Dalam penelitiannya, model matematika tadi digunakan untuk memisahkan larutan pada tekanan yang rendah dengan menggunakan *packed* dengan *random packing materials*.

Alvares et al. (2013) melakukan penelitian tentang proses destilasi *batch* multikomponen dari *wine* hasil fermentasi gula tebu. Pada penelitian ini diperoleh besar komposisi tiap zat setiap waktu di destilat pada proses destilasi *batch* multikomponen.

Berdasarkan penelitian-penelitian terdahulu yang telah dilakukan, belum adanya penelitian mengenai simulasi kolom destilasi *batch* multikomponen dari *broth* fermentasi sehingga dilakukan permodelan untuk destilasi *batch* multikomponen dari *broth* fermentasi menggunakan MATLAB.

I.2. Perumusan Masalah

1. Bagaimana pembuatan model matematik untuk proses destilasi *batch* etanol dari *broth* fermentasi didalam kolom destilasi?
2. Bagaimana validasi model matematik untuk proses destilasi *batch* etanol dari *broth* fermentasi didalam kolom destilasi?
3. Bagaimana pengaruh variabel tinggi *mesh packing steel wool* terhadap konsentrasi distilat dari *broth* fermentasi didalam kolom destilasi *batch*, *Murphree efficiency* terhadap fungsi waktu dan waktu yang optimum untuk mendapatkan fraksi etanol yang maksimal?

I.3. Tujuan Penelitian

Tujuan dari penelitian ini adalah sebagai berikut

1. Membuat model matematik proses destilasi etanol dari hasil fermentasi molases didalam kolom destilasi.
2. Melakukan validasi model matematik dengan membandingkan hasil prediksi dengan data eksperimen
3. Mengkaji secara teoritis pengaruh tinggi *packing* terhadap konsentrasi distilat, *Murphree efficiency* dan waktu optimum dalam distilasi *batch*.

I.4. Manfaat Penelitian

Dengan penelitian ini diharapkan agar membuat model matematik untuk proses destilasi etanol dari hasil fermentasi molases didalam kolom destilasi yang dapat digunakan untuk mengkaji secara teoritis dan memprediksi pengaruh berbagai tinggi *packing* terhadap konsentrasi distilat untuk proses destilasi etanol dari hasil fermentasi molases didalam kolom destilasi. Dimana hasil prediksi tersebut nantinya diharapkan dapat membantu untuk proses operasi kolom destilasi dalam dunia industri.

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

II.1. Teori Distilasi

Distilasi merupakan metode pemisahan dan pemurnian yang paling banyak digunakan dalam industri kimia. Distilasi digunakan untuk memisahkan komponen di dalam larutan yang mempunyai titik didih (*volatilitas*) yang berbeda baik untuk larutan *partial miscible* (larut sebagian) maupun *miscible* (saling larut) menjadi komponennya masing - masing. Distilasi dapat diklasifikasikan kedalam beberapa bentuk yaitu:

- Distilasi Sederhana (*Simple Distillation*)
- Distilasi Uap (*Steam Distillation*)
- Distilasi Vakum (*Vacum Distillation*)
- Distilasi Fraksinasi (*Fractionating Distillation*)

Distilasi memiliki dua prinsip metode. Metode yang pertama merupakan produksi uap dari pemanasan campuran *liquid* untuk dipisahkan dan mengkondensasi uap dan tidak ada *liquid* yang kembali ke kolom. Metode yang kedua kondensat dikembalikan ke kolom agar berkontak lagi dengan uap.

(McCabe, 2001)

Proses distilasi menggunakan fase *vapor* dan *liquid* pada suhu dan tekanan yang sama untuk zona yang sama. Berbagai macam peralatan seperti *random* atau *structured packing*, dan *plate* atau *tray* digunakan untuk mengontakkan kedua fase tersebut dengan baik. *Tray* disusun di atas *tray* yang lain dan tertutup di dalam sebuah bejana silinder untuk membentuk sebuah kolom. *Packing* juga terdapat di dalam sebuah bejana silinder di antara *plate* penyangga.

(Perry, 1997)

Dalam distilasi, campuran zat dididihkan sehingga menguap, dan uap ini kemudian didinginkan kembali ke dalam bentuk cairan. Zat yang memiliki titik didih lebih rendah akan menguap lebih dulu. Metode ini merupakan termasuk unit operasi kimia jenis perpindahan massa. Penerapan proses ini didasarkan

pada teori bahwa pada suatu larutan, masing-masing komponen akan menguap pada titik didihnya. Model ideal distilasi didasarkan pada Hukum Raoult dan Hukum Dalton.

Tipe kolom distilasi dapat diklasifikasikan sebagai:

➤ *Tray Kolom*

Tray kolom merupakan kolom distilasi yang didalamnya berisi *plate* yang dapat berupa, *sieve tray*, *valve tray*, *bubble tray* dll. Untuk menentukan jumlah *tray* pada *tray* kolom dapat digunakan metode *McCabe-Thiele*. Untuk menggunakan metode ini perlu diketahui pengertian dari *reflux ratio*, *feed plate* dan *feed line* (*q-line*), yaitu:

Reflux Ratio

Reflux ratio adalah perbandingan antara *reflux* dengan produk *overhead*. Tanpa adanya *reflux* maka dibagian *rectifying* tidak akan terjadi proses rektifikasi (*absorpsi*) dan produk yang dihasilkan konsentrasinya tidak dapat melebihi konsentrasi uap di bagian *rectifying*. Persamaan garis operasi *rectifying* adalah sebagai berikut :

$$y_{n+1} = \frac{R_D}{R_D+1} x_n + \frac{x_D}{R_D+1} \quad (2.1)$$

Feed Plate dan Feed Line

Pada *plate* dimana *feed* dimasukkan, *rate liquid* atau *vapor* maupun keduanya kemungkinan berubah, tergantung dari kondisi *thermal* dari *feed*. Hal ini dapat dikarakteristikan kedalam lima tipe yang disimbolkan dengan *q* :

1. *Cold feed, $q > 1$*
2. *Saturated liquid feed, $q = 1$*
3. *Feed partially vapor, $0 < q < 1$*
4. *Saturated vapor feed, $q = 0$*
5. *Superheated vapor feed, $q < 0$*

Untuk menghitung nilai *q*, digunakan persamaan sebagai berikut :

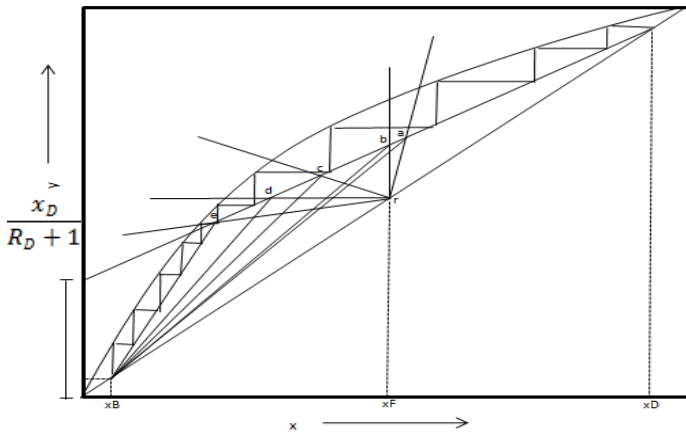
$$q = 1 + \frac{c_{pL}(T_b - T_F)}{\lambda} \quad (2.2)$$

sedangkan khusus untuk *superheated vapor feed* menggunakan persamaan :

$$q = -\frac{c_{pV}(T_F - T_d)}{\lambda} \quad (2.3)$$

Feed line digambarkan pada kurva kesetimbangan menggunakan persamaan :

$$y = -\frac{q}{1-q}x + \frac{x_F}{1-q} \quad (2.4)$$



Gambar II.1. Distilasi Metode *McCabe-Thiele*
(McCabe, hal 539)

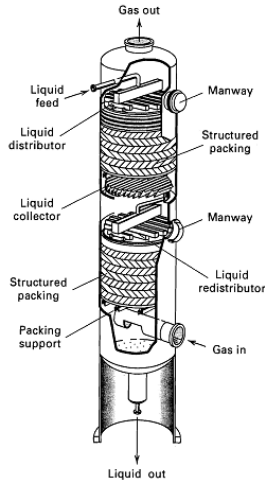
Gambar II.1 menunjukkan penentuan jumlah plate ideal pada kolom distilasi menggunakan metode McCabe-Thiele.

➤ *Packed Kolom*

Packed kolom merupakan kolom distilasi yang didalamnya terdapat *packing* sebagai kontaktor gas-cair. Tinggi *packing* yang digunakan dapat ditentukan dengan menggunakan metode *height equivalent to a theoretical plate* (HETP). Metode HETP merupakan metode yang digunakan untuk menentukan tinggi

packing yang didasarkan pada *plate* teoritis. Secara umum persamaan HETP adalah:

$$HETP = \frac{\text{packed height}}{\text{number of equivalent equilibrium stages}} \quad (2.5)$$



Gambar II.2. Packed Kolom

(Seader, J.D. hal 278)

Pada *packed column*, efisiensi perpindahan massa sangat dipengaruhi oleh *mass transfer area* (a) yang dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$m = \frac{dy}{dx} = \text{local slope of equilibrium} \quad (2.6)$$

$$\lambda_R = \frac{mV}{L} \quad (2.7)$$

$$H_{OG} = \frac{HETP}{\ln \frac{\lambda_R}{\lambda_R - 1}} \quad (2.8)$$

$$K_y = 3.3 \times 10^{-10} \alpha^{-0.7} \left(\frac{D_V}{D_L}\right)^{0.65} \left(\frac{L}{V}\right)^{3.5} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)^{1.25} \left(\frac{\mu_V}{\mu_L}\right)^{-5} \quad (2.9)$$

$$a = \frac{G}{K_y S H_{OG}} \quad (2.10)$$

Keterangan:

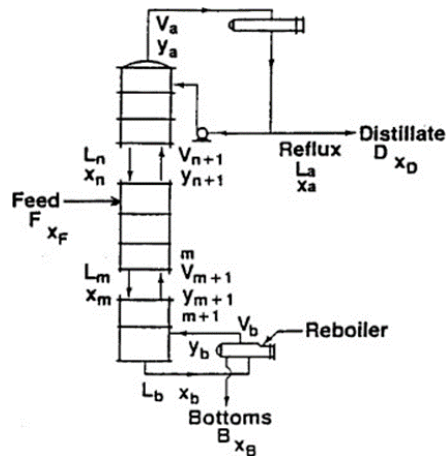
λ_R = ratio slope

- V = rate vapor (m^3/jam)
 L = rate liquid (m^3/jam)
 H_{OG} = height of an overall transfer unit based on the gas phase (m)
 K_y = koefisien transfer massa uap ($\text{kgmol}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$)
 α = relative volatility
 D_V = koefisien difusivity uap (m^2/s)
 D_L = koefisien difusivity cair (m^2/s)
 ρ_V = massa jenis uap (kg/m^3)
 ρ_L = massa jenis cair (kg/m^3)
 μ_V = viskositas uap ($\text{kg}/\text{m} \cdot \text{s}$)
 μ_L = viskositas cair ($\text{kg}/\text{m} \cdot \text{s}$)
 S = cross sectional area (m^2)
 G = rate gas (m^3/jam)

(Seader, J.D. hal 399)

Tipe distilasi berdasarkan operasinya dapat diklasifikasikan sebagai:

➤ *Continuous Distillation*



Gambar II.3. Diagram Neraca Massa Kolom Distilasi

Gambar II.3 menunjukkan diagram neraca massa untuk tipe distilasi kontinu. Kolom dialiri feed F mol/jam dengan konsentrasi x_f menghasilkan D mol/jam produk *overhead* dengan konsentrasi x_d dan B mol/jam produk *bottom* dengan konsentrasi x_b . Neraca massa total :

$$F = D + B \quad (2.11)$$

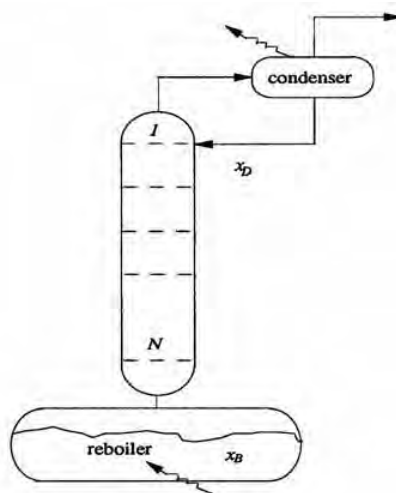
dan neraca massa komponen,

$$F x_f = D x_d + B x_b \quad (2.12)$$

Selanjutnya untuk menghitung neraca energi keseluruhan sistem menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$F * H_F + q_r = D * H_D + B * H_B + q_c \quad (2.13)$$

➤ *Batch Distillation*



Gambar II.4. Diagram Alir *Batch Distillation*

Gambar II.4 menunjukkan diagram alir kolom distilasi untuk tipe distilasi *batch*. Campuran dibebankan pada *reboiler*, dan energi panas dipasok melalui kumparan atau melalui dinding bejana hingga cairan mencapai titik didih dan kemudian menguap. Uap meninggalkan *reboiler* saat berada dalam kesetimbangan dengan

cairan, tapi karena uap mengandung lebih banyak dalam komponen yang mudah menguap, komposisi cairan dan uap tidak konstan.

II.2. Permodelan Distilasi Multikomponen

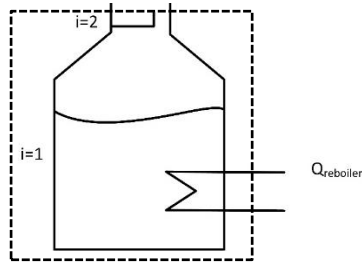
Permodelan dan simulasi pada distilasi *batch* multikomponen, sehingga perlu konsep distilasi dengan sistem *batch*. Distilasi dengan sistem *batch* adalah proses pemisahan berdasarkan *relative volatility* komponen yang ingin dipisahkan. Distilasi multikomponen dengan sistem *batch* memiliki lebih dari dua komponen, digunakan untuk sistem biner. Distilasi dengan sistem *batch* merupakan proses *semi batch* dimana diisi dengan *feed* baru selama satu *cycle* pada awal *batch*, dimana produk tetap keluar dari sistem secara kontinu dan *feed* baru atau *slop recycle* dapat dimasukkan selama satu *cycle*. Pada satu *cycle* adalah saat *charging period* (pengisian), *starting up period*, *topping period* dan *feeding period*.

Permodelan distilasi multikomponen dengan sistem *batch* menggunakan persamaan differintio-algebraic untuk menghitung neraca massa dan panas dalam proses dengan keadaan kesetimbangan *vapor-liquid* pada setiap *tray*. Model dapat dibedakan menjadi tiga yaitu model *Rigorous*, *Semi Rigorous*, dan *Short Cut*.

Untuk model *Rigorous* adalah menggabungkan akumulasi panas dan massa pada *hold up*, transfer panas dan massa untuk seluruh system, dan *relative volatility*. Model *Semi- Rigorous* untuk penyederhanaan dari model *Rigorous*. Model *Rigorous* lebih mengacu pada model akurasi. Sedangkan untuk model *Semi-Rigorous* lebih penting pada waktu komputasi. Model *Short-cut* merupakan model yang paling sederhana untuk menggambarkan sistem eksperimen dengan material *balance*. Oleh karena itu, model ini mengabaikan neraca panas, *tray* dan *accumulator hold up*, variasi *relative volatility*, komponen (suhu dan tekanan).

Model matematika yang dikembangkan ini didasarkan pada model Distefano (1968) dengan beberapa modifikasi untuk operasi dengan *reflux ratio* tertentu. Beberapa asumsi model antara lain

hold up uap dalam kolom diabaikan, *hold up liquid* pada tray konstan, *hold up molar liquid* didalam tangki penampung reflux konstan, profil tekanan didalam kolom dianggap linear, dan kondisi adiabatik. Model yang dikembangkan meliputi neraca massa total, neraca massa komponen, dan neraca energi



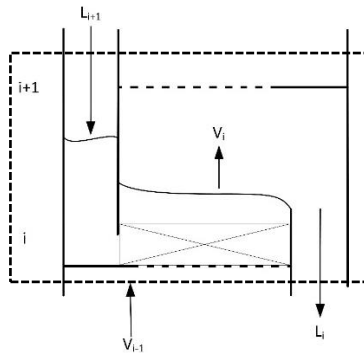
Gambar II.5. Diagram Sistem *Reboiler*

Untuk *reboiler*: $j = 1$: NC

$$\frac{dM_1}{dt} = L_2 - V_1 \quad (2.14)$$

$$\frac{dM_1 x_{1j}}{dt} = L_2 x_{2j} - V_1 y_{1j} \quad (2.15)$$

$$\frac{d(M_1 h_1)}{dt} = L_2 h_2 - V_1 H_1 + Q_1 \quad (2.16)$$



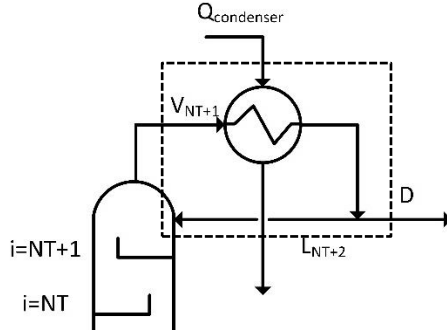
Gambar II.6. Diagram Sistem *Tray*

Untuk $tray: i=2 \dots NT+1; j=1 \dots NC$

$$\frac{dM_i}{dt} = L_{i+1} + V_{i-1} - L_i - V_i \quad (2.17)$$

$$\frac{dM_i}{dt} = L_{i+1} + V_{i-1}y_{i-1,j} - L_i x_{ij} - V_i y_{ij} \quad (2.18)$$

$$\frac{d(M_i h_i)}{dt} = L_{i+1} + V_{i-1}H_{i-1} - L_i h_i - V_i H_i \quad (2.19)$$



Gambar II.7. Diagram Sistem *Reflux-Drum Condensor*

Untuk sistem *reflux-drum-condenser*: $j = 1 \dots NC$

$$\frac{dM_{NT+2}}{dt} = V_{NT+1} - L_{NT+2} - D \quad (2.20)$$

$$\frac{d(M_{NT+2} x_{NT+2,j})}{dt} = V_{NT+1} y_{NT+2,j} - L_{NT+2} x_{NT+2,j} - D x_{NT+2,j} \quad (2.21)$$

$$\frac{d(M_{NT+2} h_{NT+2})}{dt} = V_{NT+1} H_{NT+2} - L_{NT+2} h_{NT+2} - D h_{NT+2} - Q_{NT+2} \quad (2.22)$$

di mana x dan y adalah fraksi uap dan cair (mol/mol), M , *molar holdup* cair (mol), L dan V , laju alir molar uap dan cair (mol/h), h dan H , entalpi campuran uap dan cair (J/mol), Q_1 dan Q_{NT+2} , panas beban *reboiler* dan kondensor (J/mol.h), D , laju alir distilat (mol/h) dan subscript i dan j adalah untuk stage dan komponen, NT dan NC adalah masing-masing jumlah *trays* dan komponen ($i = 1$ untuk *reboiler*, $i = 2 \dots NT + 1$ untuk *trays* dan $i = NT + 2$ untuk unit *reflux drum* - kondensor).

Substitusikan sisi kiri pada persamaan (2.15)

$$\frac{dM_1x_{1j}}{dt} = M_1 \frac{dx_{1j}}{dt} + x_{1j} \frac{dM_1}{dt} \quad (2.23)$$

dan memasukkan ke persamaan (2.14)

$$\frac{dM_1x_{1j}}{dt} = M_1 \frac{dx_{1j}}{dt} + x_{1j}(L_2 - V_1) \quad (2.24)$$

Persamaan sebagai berikut :

$$M_1 \frac{dx_{1j}}{dt} = L_2x_{2j} - V_1y_{1j} - L_2x_{1j} + V_1x_{1j} \quad (2.25)$$

dan kemudian dari persamaan (2.25), pada komposisi dalam *reboiler* maka dipengaruhi turunan waktu sebagai berikut :

$$\frac{dx_{1j}}{dt} = [L_2(x_{2j} - x_{1j}) - V_1(y_{1j} - x_{1j})]/M_1 \quad (2.26)$$

Demikian untuk menggabungkan Persamaan (2.17) dan Persamaan (2.18) pada komposisi dalam *trays* dalam keadaan turunan waktu sebagai

$$\begin{aligned} \frac{dx_{ij}}{dt} = & [V_{i-1}(y_{i-1,j} - x_{ij}) + L_{i+1}(x_{i+1,j} - x_{ij}) - \\ & V_i(y_{ij} - x_{ij})]/M_i \end{aligned} \quad (2.27)$$

Diasumsikan pada *refluks drum*, *molar hold up* cair konstan digunakan Persamaan (2.20) menjadi

$$V_{NT+1} = L_{NT+2} + D \quad (2.28)$$

dan memasukkan Persamaan (2.28) untuk Persamaan (2.21) :

$$\frac{dx_{NT+2,j}}{dt} = [V_{NT+1}(y_{NT+1,j} - x_{NT+2,j})]/M_{NT+2} \quad (2.29)$$

Oleh karena itu komposisi pada kolom keadaan turunan waktu, persamaan pada kolom, maka diperoleh Persamaan (2.27), (2.28) dan (2.29). menyelesaikan persamaan tersebut, laju alir uap dan cairan (V_i dan L_i). Substitusikan Persamaan (2.19) dan memasukkan dM_i/dt dari Persamaan (2.17) sebagai

$$\frac{d(M_i h_i)}{dt} = M_i \frac{dh_i}{dt} + h_i \frac{dM_i}{dt} \quad (2.30)$$

$$= M_i \frac{dh_i}{dt} + h_i[L_{i+1} + V_{i-1} - L_i - V_i] \quad (2.31)$$

menyelesaikan Persamaan (2.19) dan Persamaan (2.31) menghasilkan aliran uap pada i^{th} *trays* sebagai

$$\frac{V_{i-1}}{(H_{i-1} - h_i)} = [V_i(H_i - h_i) + L_{i+1}(h_i - h_{i+1}) + M_i \delta_t(h_i)]/ \quad (2.32)$$

di mana operasi $\delta_t(\cdot)$ adalah diferensiasi pendekatan numerik untuk $d\beta/dt$ maka

$$\delta_t(\beta) = \frac{\beta(t_k - \beta(t_{k-1}))}{t_k - t_{k-1}} \quad (2.33)$$

dimana β adalah fungsi $\delta_t(h_i)$ adalah pendekatan untuk dh_i/dt .

Persamaan (2.17) untuk L_i :

$$L_i = V_{i-1} + L_{i+1} - V_i - \delta_t(M_i) \quad (2.34)$$

di mana $\delta_t(M_i)$ adalah pendekatan untuk dM_i/dt . Mulai dari $i = NT + 1$ dan menyederhanakan ke persamaan (2.32) dan (2.34) pada laju alir *yield* dengan memperhatikan pada aliran uap kondensor, V_{NT+1} dan aliran refluks L_{NT+2} pada *trays*.

II.3. Kestimbangan Uap-Cair pada Distilasi Multikomponen

Operasi distilasi mengeksploitasi perbedaan kemampuan menguap (volatilitas) komponen-komponen dalam campuran untuk melaksanakan proses pemisahan. Berkaitan dengan hal ini, dasar-dasar keseimbangan uap-cair perlu dipahami terlebih dahulu.

II.3.1. Harga-K dan Volatilitas Relatif

Harga-K (*K-Value*) adalah ukuran tendensi suatu komponen untuk menguap. Jika harga-K suatu komponen tinggi, maka komponen tersebut cenderung untuk terkonsentrasi di fasa uap, sebaliknya jika harganya rendah, maka komponen cenderung untuk terkonsentrasi di fasa cair. Persamaan (2.1) di bawah ini menampilkan cara menyatakan harga-K.

$$K_i \equiv \frac{y_{ie}}{x_{ie}} \quad (2.35)$$

Dengan y_i adalah fraksi mol komponen i di fasa uap dan x_i adalah fraksi mol komponen i di fasa fasa cair. Harga-K adalah fungsi dari temperatur, tekanan, dan komposisi. Dalam kestimbangan, jika dua di antara variabel - variabel tersebut telah ditetapkan, maka variabel ketiga akan tertentu harganya. Dengan demikian, harga-K dapat ditampilkan sebagai fungsi dari tekanan dan komposisi, temperatur dan komposisi, atau tekanan dan temperatur. *Relative volatility* antara komponen i dan j didefinisikan sebagai :

$$\alpha_{ij} = \frac{K_i}{K_j} \quad (2.36)$$

Dengan K_i adalah harga K untuk komponen i dan K_j adalah harga K untuk komponen j . *Relative volatility* ini adalah ukuran kemudahan terpisahkan lewat eksploitasi perbedaan volatilitas. *Relative volatility* ditulis sebagai perbandingan harga K dari komponen lebih mudah menguap (*MVC = more-volatile component*) terhadap harga- K komponen yang lebih sulit menguap. Dengan demikian, harga α mendekati satu atau bahkan satu, maka kedua komponen sangat sulit bahkan tidak mungkin dipisahkan lewat operasi distilasi.

II.3.2. Sistem Ideal dan Tak Ideal

Untuk campuran-campuran yang mirip dengan campuran ideal. Yang dimaksud dengan campuran ideal adalah campuran yang perilaku fasa uapnya mematuhi Hukum Dalton dan perilaku fasa cairnya mengikuti Hukum Raoult. Hukum Dalton untuk gas ideal, seperti diperlihatkan pada persamaan (2.16), menyatakan bahwa tekanan parsial komponen dalam campuran, P_i , sama dengan fraksi mol komponen tersebut, y_i , dikalikan tekanan parsial komponen, P_i , sama dengan fraksi mol komponen di fasa cair, P_{is} . persamaan (2.40) menampilkan pernyataan ini.

$$P y_i = y_i P \quad (2.38)$$

$$P_i = x_i P_{is} \quad (2.39)$$

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{P_{is}}{P} \quad (2.40)$$

Pernyataan harga K untuk system tak ideal tidak seringkali pernyataan untuk system ideal. Data kesetimbangan uap-cair umumnya diperoleh dari serangkaian hasil percobaan. Walaupun tidak mudah, upaya penegakan persamaan-persamaan untuk mengevaluasi system tak ideal telah banyak dikembangkan dan bahkan telah diaplikasikan.

(Smith Van Ness, 1987)

II.4. Murphree Efficiency

Murphree efficiency (E_{MV}) adalah perubahan komposisi *vapor* dari satu *tray* ke *tray* lainnya dibagi dengan *vapor* yang

meninggalkan *tray* dalam keadaan kesetimbangan dengan *liquid* yang meninggalkan *tray*.

$$E_{MV} = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}} \quad (2.41)$$

Keterangan:

y_n = konsentrasi actual *vapor* meninggalkan *tray*

y_{n+1} = konsentrasi actual *vapor* masuk ke *tray*

y_n^* = konsentrasi *vapor* dalam kesetimbangan dalam *liquid* masuk ke downcomer dari *tray* ke n

(Geankoplis, 2003)

II.5. Metode UNIFAC

Metode UNIFAC digunakan untuk mengestimasi *activity coefficients* dari suatu komponen yang bergantung pada konsep bahwa campuran cairan dapat dianggap sebagai larutan dari unit struktural dari mana molekul terbentuk bukan larutan dari molekul itu sendiri. Unit-unit struktural disebut subkelompok, dan beberapa dari mereka yang tercantum dalam gambar II.5. Nilai dari k digunakan untuk mengidentifikasi setiap sub-kelompok. *Relative volume*, R_k , dan *relative surface area*, Q_k , adalah properti dari subkelompok. *Activity coefficients* tidak hanya tergantung pada sifat subkelompok seperti R_k dan Q_k , tetapi juga pada interaksi antara subkelompok. Parameter nilai a_{mk} untuk beberapa pasangan tersebut diberikan pada gambar II.6. Keuntungan besar dari metode UNIFAC adalah bahwa jumlah yang relatif kecil dari subkelompok bergabung untuk membentuk jumlah yang sangat besar molekul.

Main group	Subgroup	k	R_k	Q_k	Examples of molecules and their constituent groups	
1 "CH ₂ "	CH ₃	1	0.9011	0.848	n-Butane:	2CH ₃ , 2CH ₂
	CH ₂	2	0.6744	0.540	Isobutane:	3CH ₃ , 1CH
	CH	3	0.4469	0.228	2,2-Dimethyl propane:	4CH ₃ , 1C
	C	4	0.2195	0.000		
3 "ACH (AC = aromatic carbon)"	ACH	10	0.5313	0.400	Benzene:	6ACH
4 "ACCH ₂ "	ACCH ₃	12	1.2663	0.968	Toluene:	5ACH, 1ACCH ₃
	ACCH ₂	13	1.0396	0.660	Ethylbenzene:	1CH ₃ , 5ACH, 1ACCH ₂
5 "OH	OH	15	1.0000	1.200	Ethanol:	1CH ₃ , 1CH ₂ , 1OH
7 "H ₂ O"	H ₂ O	17	0.9200	1.400	Water:	1H ₂ O
9 "CH ₂ CO"	CH ₃ CO	19	1.6724	1.488	Acetone:	1CH ₃ CO, 1CH ₃
	CH ₂ CO	20	1.4457	1.180	3-Pentanone:	2CH ₃ , 1CH ₂ CO, 1CH ₂
13 "CH ₂ O"	CH ₃ O	25	1.1450	1.088	Dimethyl ether:	1CH ₃ , 1CH ₂ O
	CH ₂ O	26	0.9183	0.780	Diethyl ether:	2CH ₃ , 1CH ₂ , 1CH ₂ O
	CH-O	27	0.6908	0.468	Diisopropyl ether:	4CH ₃ , 1CH, 1CH-O
15 "CNH"	CH ₃ NH	32	1.4337	1.244	Dimethylamine:	1CH ₃ , 1CH ₃ NH
	CH ₂ NH	33	1.2070	0.936	Diethylamine:	2CH ₃ , 1CH ₂ , 1CH ₂ NH
	CHNH	34	0.9795	0.624	Diisopropylamine:	4CH ₃ , 1CH, 1CHNH
19 "CCN"	CH ₃ CN	41	1.8701	1.724	Acetonitrile:	1CH ₃ CN
	CH ₂ CN	42	1.6434	1.416	Propionitrile:	1CH ₃ , 1CH ₂ CN

Gambar II.8. UNIFAC-VLE Subgroup Parameter

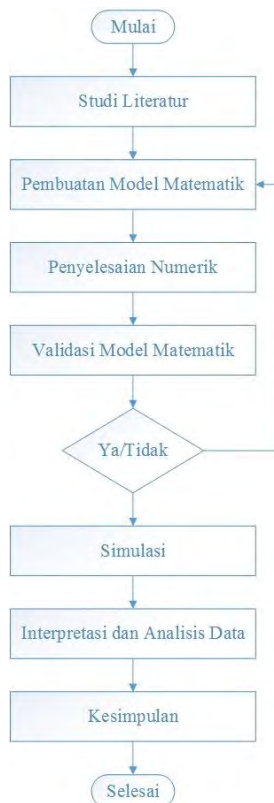
	1	3	4	5	7	9	13	15	19
1 CH ₂	0.00	61.13	76.50	986.50	1,318.00	476.40	251.50	255.70	597.00
3 ACH	-11.12	0.00	167.00	636.10	903.80	25.77	32.14	122.80	212.50
4 ACCH ₂	-69.70	-146.80	0.00	803.20	5,695.00	-52.10	213.10	-49.29	6,096.00
5 OH	156.40	89.60	25.82	0.00	353.50	84.00	28.06	42.70	6.712
7 H ₂ O	300.00	362.30	377.60	-229.10	0.00	-195.40	540.50	168.00	112.60
9 CH ₂ CO	26.76	140.10	365.80	164.50	472.50	0.00	-103.60	-174.20	481.70
13 CH ₂ O	83.36	52.13	65.69	237.70	-314.70	191.10	0.00	251.50	-18.51
15 CNH	65.33	-22.31	223.00	-150.00	-448.20	394.60	-56.08	0.00	147.10
19 CCN	24.82	-22.97	-138.40	185.40	242.80	-287.50	38.81	-108.50	0.00

Gambar II.9. UNIFAC-VLE Interaction Parameters, a_{mk} , dalam kelvin

(Van Ness, 2001)

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

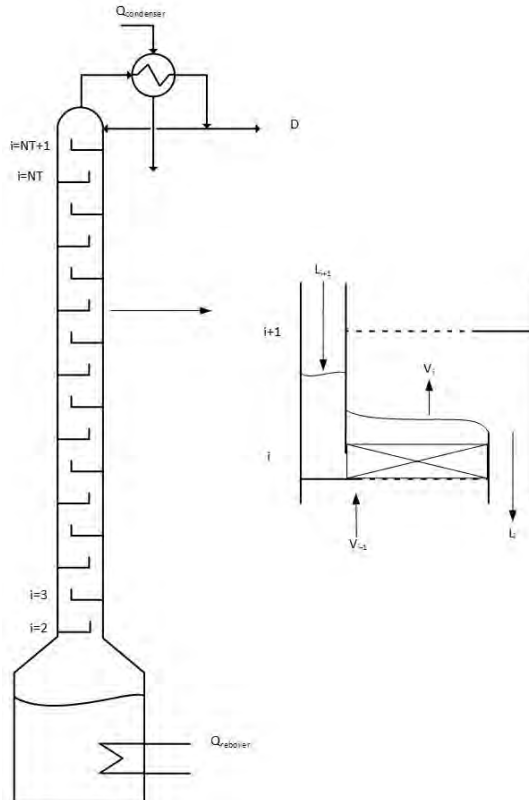
Penelitian ini dilakukan secara teoritis dengan mengembangkan model matematik model matematik proses destilasi etanol dari molases didalam kolom distilasi. Sistem yang dipelajari adalah kolom distilasi dengan spesifikasi. Langkah-langkah penelitian dapat dilihat pada gambar dibawah ini.



Gambar III.1 Langkah-langkah pembuatan model matematik untuk proses destilasi etanol dari molases didalam kolom destilasi

3.1. Sistem yang ditinjau

Sistem yang ditinjau adalah sistem kolom destilasi yang ditunjukkan seperti gambar berikut

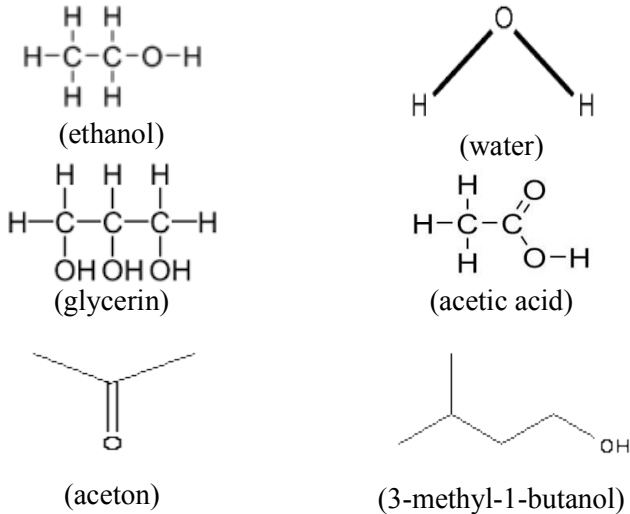


Gambar III.2 Sistem destilasi *batch* multikomponen dari bahan baku (fermentasi molases) dalam *tray column*

3.2. Model Matematika

3.2.1. Data Heat Capacity Cairan

Rumus bangun dari bahan yang terkandung dalam wine hasil fermentasi molasses adalah :



Gambar III.3 Rumus bangun bahan di *feed*

Dengan diketahuinya rumus bangun zat yang digunakan, dapat diestimasi seberapa besar heat capacity zat murni sebagai fungsi suhu dengan memecah rumus bangun menjadi beberapa grup additivity.

Penentuan nilai heat capacity cairan dapat digunakan menurut persamaan (Zabransky, 2005) :

$$\frac{C_p}{R} = \sum_{i=1}^k n_i \Delta c_i \quad (3.1)$$

dimana, n_i : jumlah grup additivity i

Δc_i : nilai tak berdimensi grup additivity i

dengan persamaan fungsi suhu (T dalam Kelvin) Δc_i adalah :

$$\Delta c_i a_i + b_i \frac{T}{100} + d_i \left(\frac{T}{100} \right)^2 \quad (3.2)$$

Tabel III.1 Data parameter tiap additivity group

Additivity Group	a _i	b _i	d _i	Range Suhu
C-(H) ₃ (C)	4.19845	-0.312709	0.178609	85–705
C-(H)(C) ₃	-1.35393	1.39218	-0.101118	85–483
C-(H) ₂ (C) ₂	2.7345	0.122732	-0.123482	85–700
C-(H) ₂ (C)(O)	0.517007	1.26631	-0.093971	137–630
O-(C)(H)	16.1555	-11.9380	2.85117	153–590
CO-(C)(O)	8.08178	-0.089984	1.82452	189–510
C-(H)(C) ₂ (O)	-4.64439	2.38989	0.172814	188–630
CO- (C) ₂	6.31505	0.347175	-0.179791	184–383

(Sumber : Zabransky et al, 2004)

3.2.2. Data Tekanan Uap

Perhitungan tekanan uap menggunakan persamaan Antoine yang parameternya didapatkan dari National Institute of Standards and Technology :

$$\log_{10}(P) = A - \frac{B}{T-C} \quad (3.3)$$

dimana, P dalam bar dan T dalam Kelvin
dan berikut adalah parameter Antoinenya :

Tabel III.2 Data parameter Antoine

Spesies	Range suhu	A	B	C	Referensi
Ethanol	292.77 - 366.63	5.246	1598.673	-46.42	Ambrose and Sprake, 1970
Water	334 - 363	5.076	1659.793	-45.85	Bridgeman and Aldrich, 1964
Glycerin	456.40 - 533.6	3.937	1411.531	-200.5	Richardson, 1886
Acetic Acid	290.26 - 391.01	4.682	1642.54	-39.76	McDonald, Shrader, et al., 1959

Aceton	259.16 - 507.60	4.424	1312.253	-32.44	Ambrose, Sprake, et al., 1974
3- methyl- 1- butanol	298.12 - 393.70	4.482	1360.367	-99.93	Butler, Ramchandani, et al., 1935

(Sumber : nist.gov)

3.2.3. Data Parameter UNIFAC

Metode UNIFAC digunakan untuk menghitung proses kesetimbangan uap-cair yang terjadi dalam kolom distilasi batch multikomponen. Metode UNIFAC dipilih karena bahan-bahan yang digunakan cenderung sulit untuk dicari parameter kesetimbangannya pada metode NRTL (Non-Random-Two-Liquid).

3.2.4. Pengembangan Model Matematis Proses Distilasi Batch Multikomponen

Model yang dikembangkan ini didasarkan pada model Distefano (1968) dengan beberapa modifikasi untuk operasi dengan refluks rasio tertentu. Beberapa asumsi model antara lain *hold up* uap dalam kolom diabaikan, *hold up* liquid pada tray konstan, *hold up* molar liquid didalam tangki penampung refluks konstan, profil tekanan didalam kolom dianggap linear, dan kondisi adiabatik. Model yang dikembangkan meliputi neraca massa total, neraca massa komponen, dan neraca energi

Untuk reboiler: $j = 1$: NC

$$\frac{dM_1}{dt} = L_2 - V_1 \quad (3.4)$$

$$\frac{dM_1 x_{1j}}{dt} = L_2 x_{2j} - V_1 y_{1j} \quad (3.5)$$

$$\frac{d(M_1 h_1)}{dt} = L_2 h_2 - V_1 H_1 + Q_1 \quad (3.6)$$

Untuk tray: $i=2 \dots NT+1$; $j=1 \dots NC$

$$\frac{dM_i}{dt} = L_{i+1} + V_{i-1} - L_i - V_i \quad (3.7)$$

$$\frac{dM_i}{dt} = L_{i+1} + V_{i-1}y_{i-1,j} - L_i x_{ij} - V_i y_{ij} \quad (3.8)$$

$$\frac{d(M_i h_i)}{dt} = L_{i+1} + V_{i-1}H_{i-1} - L_i h_i - V_i H_i \quad (3.9)$$

Untuk sistem reflux-drum-kondenser: j = 1:NC

$$\frac{dM_{NT+2}}{dt} = V_{NT+1} - L_{NT+2} - D \quad (3.10)$$

$$\frac{d(M_{NT+2} x_{NT+2,j})}{dt} = V_{NT+1} y_{NT+2,j} - L_{NT+2} x_{NT+2,j} - D x_{NT+2,j} \quad (3.11)$$

$$\frac{d(M_{NT+2} h_{NT+2})}{dt} = V_{NT+1} H_{NT+2} - L_{NT+2} h_{NT+2} - D h_{NT+2} - Q_{NT+2} \quad (3.12)$$

di mana x dan y adalah fraksi uap dan cair (mol/mol), M, molar holdup cair (mol), L dan V, laju alir molar uap dan cair (mol/jam), h dan H, entalpi campuran uap dan cair (J/mol), Q₁ dan Q_{NT+2}, panas beban reboiler dan kondensor (J/mol.jam), D, laju alir distilat (mol/jam) dan subscript i dan j adalah untuk stage dan komponen, NT dan NC adalah masing-masing jumlah trays dan komponen (i = 1 untuk reboiler, i = 2 :: NT + 1 untuk trays dan i = NT + 2 untuk unit reflux drum-kondensor).

Substitusikan sisi kiri pada persamaan (3.2)

$$\frac{dM_1 x_{1j}}{dt} = M_1 \frac{dx_{1j}}{dt} + x_{1j} \frac{dM_1}{dt} \quad (3.13)$$

dan memasukkan ke persamaan (3.1)

$$\frac{dM_1 x_{1j}}{dt} = M_1 \frac{dx_{1j}}{dt} + x_{1j} (L_2 - V_1) \quad (3.14)$$

Persamaan sebagai berikut :

$$M_1 \frac{dx_{1j}}{dt} = L_2 x_{2j} - V_1 y_{1j} - L_2 x_{1j} + V_1 x_{1j} \quad (3.15)$$

dan kemudian dari persamaan (3.12), pada komposisi dalam reboiler maka dipengaruhi turunan waktu sebagai berikut :

$$\frac{dx_{1j}}{dt} = [L_2(x_{2j} - x_{1j}) - V_1(y_{1j} - x_{1j})]/M_1 \quad (3.16)$$

Demikian untuk menggabungkan Persamaan (3.4) dan Persamaan (3.5) pada komposisi dalam trays dalam keadaan turunan waktu sebagai

$$\frac{dx_{ij}}{dt} = [V_{i-1}(y_{i-1,j} - x_{ij}) + L_{i+1}(x_{i+1,j} - x_{ij}) - V_i(y_{ij} - x_{ij})]/M_i \quad (3.17)$$

Diasumsikan pada refluks drum, molar *hold up* cair konstan digunakan Persamaan (3.7) menjadi

$$V_{NT+1} = L_{NT+2} + D \quad (3.18)$$

dan memasukkan Persamaan (3.15) untuk Persamaan (3.8) :

$$\frac{dx_{NT+2,j}}{dt} = [V_{NT+1}(y_{NT+1,j} - x_{NT+2,j})]/M_{NT+2} \quad (3.19)$$

Oleh karena itu komposisi pada kolom keadaan turunan waktu, persamaan pada kolom, maka diperoleh Persamaan (3.13), (3.14) dan (3.16). menyelesaikan persamaan tersebut, laju alir uap dan cairan (V_i dan L_i). Substitusikan Persamaan (3.6) dan memasukkan dM_i/dt dari Persamaan (3.4) sebagai

$$\frac{d(M_i h_i)}{dt} = M_i \frac{dh_i}{dt} + h_i \frac{dM_i}{dt} \quad (3.20)$$

$$= M_i \frac{dh_i}{dt} + h_i [L_{i+1} + V_{i-1} - L_i - V_i] \quad (3.21)$$

menyelesaikan Persamaan (3.6) dan Persamaan (3.18) menghasilkan aliran uap pada i^{th} trays sebagai

$$\frac{V_{i-1} = [V_i(H_i - h_i) + L_{i+1}(h_i - h_{i+1}) + M_i \delta_t(h_i)]}{(H_{i-1} - h_i)} \quad (3.22)$$

di mana operasi $\delta_t(\cdot)$ adalah diferensiasi pendekatan numerik untuk dh_i/dt maka

$$\delta_t(\beta) = \frac{\beta(t_k - \beta(t_{k-1}))}{t_k - t_{k-1}} \quad (3.23)$$

dimana β adalah fungsi $\delta_t(h_i)$ adalah pendekatan untuk dh_i/dt .

Persamaan (3.4) untuk L_i :

$$L_i = V_{i-1} + L_{i+1} - V_i - \delta_t(M_i) \quad (3.24)$$

di mana $\delta_t(M_i)$ adalah pendekatan untuk dM_i/dt . Mulai dari $i = NT + 1$ dan menyederhanakan ke persamaan (3.19) dan (3.21) pada laju alir yield dengan memperhatikan pada aliran uap kondensor, V_{NT+1} dan aliran refluks L_{NT+2} pada *trays*.

3.2.5. Packed Sieve Tray Efficiency

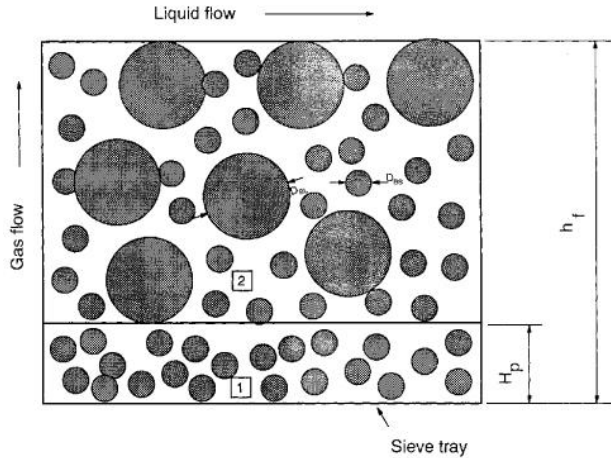
Pengamatan eksperimental dari operasi *packed sieve tray* didapatkan bahwa dispersi di atas *packed sieve tray* dapat dibagi

secara vertikal ke dalam dua zona seperti yang ditunjukkan pada Gambar III.4. Dalam zona 1 (dalam *packing*), buih terdiri dari gelembung-gelembung kecil dengan diameter rata-rata 5mm. Sedangkan untuk zona 2, buih terdiri dari gelembung-gelembung kecil dengan diameter rata-rata 5mm dan gelembung besar dengan diameter rata-rata 25mm. Nilai efisiensi dari *packed sieve tray* dapat didefinisikan sebagai berikut:

$$E_{OG} = 1 - \exp(-N_{OG}) \quad (3.25)$$

Dimana:

$$N_{OG} = N_{OG1} + N_{OG2} \quad (3.26)$$



Gambar III.4 Hydraulic model untuk disperse diatas *packed sieve tray*

The overall vapour-phase mass transfer unit pada zona 1 dapat didefinisikan sebagai berikut

$$\frac{1}{N_{OG1}} = \frac{1}{N_{G1}} + \frac{\lambda_1}{N_{L1}} \quad (3.27)$$

Dimana N_{G1} dan N_{L1} adalah *vapour and liquid mass transfer units* pada zona 1. *Liquid mass transfer units* dapat di cari dengan persamaan berikut

$$N_{L1} = \frac{12 \times \rho_L \times G_f \times (\varphi \times D_L)^{0.5}}{\pi^{0.5} \times \rho_G \times L_{f1} \times D_{BS}} \times t_{G1}^{0.5} \quad (3.28)$$

Dimana

$$t_{G1}^{0.5} = \frac{H_P}{U'_{SB}} \quad (3.29)$$

$$U'_{SB} = \frac{U_S}{\varepsilon_{AV}} \quad (3.30)$$

Sedangkan untuk *The overall vapour-phase mass transfer unit* pada zona 1 dapat di cari dengan persamaan berikut:

$$N_{G1} = \frac{L_{f1} \times \rho_G \times k_{G1}}{G_f \times \rho_L \times k_{L1}} \times N_{L1} \quad (3.31)$$

Dimana

$$k_{G1} = \frac{Sh \times k \times D_G}{D_{BS}} \quad (3.32)$$

$$Sh = 17.9 \quad (3.33)$$

Di dalam zona 2 terdapat 2 macam gelembung dengan diameter rata-rata yang berbeda. Sehingga perhitungan N_{OG2} tidak bisa disederhanakan dengan penjumlahan antara N_{OG2S} dan N_{OG2L} . Karena alasan ini, *the overall vapour-phase mass transfer unit* pada zona 2 didefinisikan sebagai berikut

$$N_{OG2} = -\log(1 - E_{OG2}) \quad (3.34)$$

Dimana E_{OG2} adalah *average mass transfer efficiency* di zona 2. Sehingga hal ini memungkinkan untuk memperhitungkan nilai E_{OG2S} yang berasal dari gelembung kecil dan E_{OG2L} yang berasal dari gelembung besar.

$$E_{OG2} = (AJ) \times E_{OG2S} + (1 - AJ) \times E_{OG2L} \quad (3.35)$$

Dimana

$$E_{OG2S} = 1 - \exp(-N_{OG2S}) \quad (3.36)$$

$$E_{OG2L} = 1 - \exp(-N_{OG2L}) \quad (3.37)$$

The overall vapour-phase mass transfer unit untuk gelembung kecil pada zona 2 dapat didefinisikan sebagai berikut

$$\frac{1}{N_{OG2S}} = \frac{1}{N_{G2S}} + \frac{\lambda_2}{N_{L2S}} \quad (3.38)$$

Dimana N_{G2S} dan N_{L2S} adalah *vapour and liquid mass transfer units* untuk gelembung kecil pada zona 2. *Liquid mass transfer units* dapat di cari dengan persamaan berikut

$$N_{L2S} = \frac{12 \times \rho_L \times G_f \times (\phi \times D_L)^{0.5}}{\pi^{0.5} \times \rho_G \times L_{f2} \times D_{BS}} \times t_{G2}^{0.5} \quad (3.39)$$

Sedangkan untuk *The overall vapour-phase mass transfer unit* untuk gelembung kecil pada zona 2 dapat di cari dengan persamaan berikut:

$$N_{G2S} = \frac{L_{f2} \times \rho_G \times k_{G2S}}{G_f \times \rho_L \times k_{L2S}} \times N_{L2S} \quad (3.40)$$

Dimana

$$k_{L2S} = \frac{2}{\pi^{0.5}} \times \left(\frac{\varphi \times D_L}{t_{G2S}} \right)^{0.5} \quad (3.41)$$

$$t_{G2S} = \frac{(h_f - H_p)}{u_{SB}} \quad (3.42)$$

$$h_f = \frac{h_L}{(1 - \varepsilon_{Av})} \quad (3.43)$$

3.3. Penyelesaian Numerik

Penyelesaian numerik digunakan untuk menyelesaikan persamaan-persamaan diferensial pada subbab model matematik. Penyelesaian yang digunakan adalah metode Runge-Kutta pada MATLAB.

3.4. Pembuatan Program

Penyelesaian model matematis dari persamaan-persamaan yang telah disebutkan diatas dibuat dalam program MATLAB.

3.5. Validasi Data

Validasi dilakukan dengan cara membandingkan data hasil prediksi simulasi dengan data hasil penelitian eksperimen destilasi yang telah dilakukan.

3.6. Analisa Model Matematika

Model matematis yang telah dikembangkan akan digunakan sebagai referensi penelitian eksperimen multikomponen distilasi batch pada *tray column* dengan *packing*.

3.7. Variabel Penelitian

3.7.1. Sistem yang Dipelajari

Tabel III.3 Sistem alat yang dipelajari

Jumlah Tray	16	
Tray Volumetric Holdups	0.00132	m ³
Reboiler Heat Load	200	kJ/jam
Reboiler Pressure	1	Atm
Reflux-Drum Pressure	1	Atm
Reflux ratio	3.5	

3.7.2. Variabel Tetap

- Jumlah feed awal : 1.893 Kmol
- Fraksi feed awal
 - Ethanol : 6 % mol
 - Water : 93.8764 % mol
 - Glycerin : 0.7 % mol
 - Acetic Acid : 0.0236 % mol
 - Aceton : 0.015 % mol
 - 3-methyl-1 butanol: 0.015 % mol

3.7.3. Variabel Berubah

- Tinggi Packing: tanpa *packing*, 3 cm, 5 cm

3.7.4. Variabel Respon

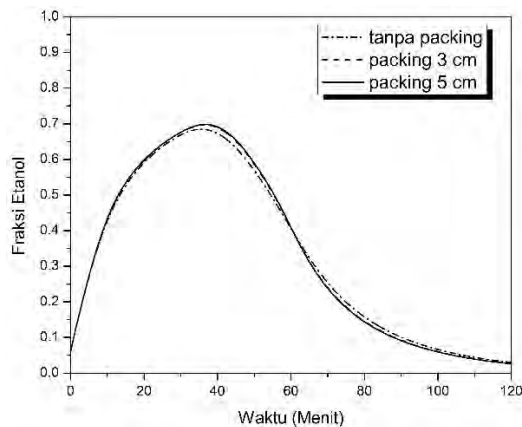
- Fraksi distilat
- Waktu optimum untuk mengambil ethanol

BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

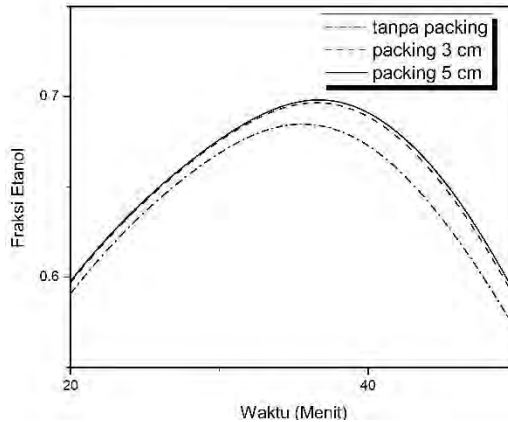
Permodelan dan simulasi yang dilakukan pada penelitian ini bertujuan untuk mengkaji secara teoritis proses distilasi *batch* multikomponen etanol dari *broth* fermentasi dengan *packing*. Berdasarkan hasil simulasi yang dilakukan dapat diketahui pengaruh ketinggian *packing* yang digunakan terhadap fraksi etanol di distilat setiap waktu dan persen *recovery* yang diperoleh. Penelitian ini dilakukan dengan model simulasi distilasi *batch* multikomponen pada kondisi atmosferik. Variabel yang digunakan pada penelitian ini adalah pengaruh ketinggian *packing* terhadap hasil distilat dan nilai efisiensi murphree.

IV.1. Pengaruh Ketinggian Packing Terhadap Fraksi Larutan di Distilat

Berdasarkan hasil simulasi yang dilakukan, didapatkan nilai fraksi mol di distilat setiap waktu untuk berbagai jenis ketinggian *packing* yang digunakan yang ditunjukkan pada Gambar IV.1 dan Gambar IV.2.



Gambar IV.1 Grafik fraksi mol etanol di distilat tiap waktu pada berbagai ketinggian packing



Gambar IV.2 Perbesaran grafik fraksi mol etanol di distilat tiap waktu pada berbagai ketinggian *packing*

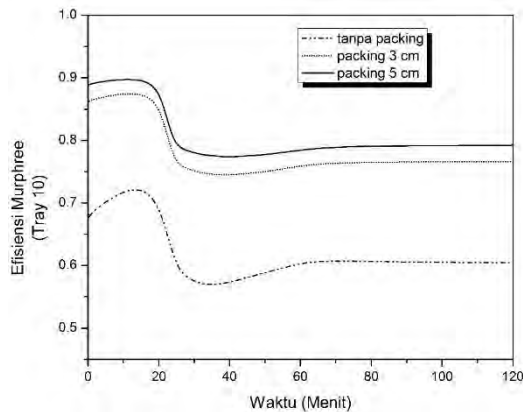
Pada Gambar IV.1 dan Gambar IV.2. terlihat bahwa semakin lama waktu distilasi maka semakin naik kadar etanol yang diperoleh, namun pada waktu tertentu kadar etanol akan semakin menurun. Hal ini disebabkan etanol yang memiliki volatilitas yang tinggi terhadap zat yang lain sehingga dapat mencapai kadar yang tinggi, namun karena prosesnya adalah proses distilasi *batch* maka kadar etanol di distilat akan semakin menurun karena etanol sudah mulai habis dan yang menguap adalah fraksi yang lebih berat. Hal ini sesuai dengan persamaan neraca massa pada proses distilasi *batch*.

Pada gambar IV.1 dan Gambar IV.2. juga terlihat pengaruh ketinggian *packing* terhadap kadar distilat yang diperoleh. Ketinggian *packing* yang digunakan hanya berpengaruh kecil terhadap kadar etanol di distilat. Hampir tidak ada perbedaan untuk memperoleh kadar maksimum pada berbagai ketinggian *packing*. Namun, ketinggian *packing* sedikit berpengaruh pada waktu distilasi untuk memperoleh kadar etanol maksimum, semakin besar ketinggian *packing* yang digunakan maka semakin cepat waktu distilasi yang dibutuhkan untuk mencapai kadar etanol maksimum. Hal ini sesuai dengan persamaan efisiensi murphree, semakin kecil

ketinggian packing maka efisiensi murphree semakin kecil. Fraksi uap operasi (y operasi) lebih kecil dengan fraksi uap kesetimbangan (y kesetimbangan) sehingga untuk mencapai fraksi maksimum membutuhkan waktu yang lebih lama.

IV.2. Pengaruh Ketinggian Packing Terhadap Efisiensi Murphree di Tray

Berdasarkan hasil simulasi yang dilakukan, didapatkan nilai efisiensi murphree pada *tray* ke 10 setiap waktu untuk berbagai jenis ketinggian *packing* yang digunakan yang ditunjukkan pada Gambar IV.3



Gambar IV.3 Grafik efisiensi murphree pada *tray* ke-10 tiap waktu pada berbagai ketinggian *packing*

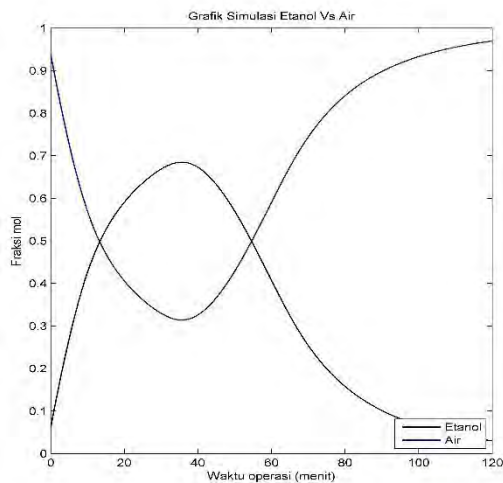
Pada gambar IV.3 terlihat bahwa semakin tinggi *packing* yang digunakan maka efisiensi murphree akan semakin besar. Hal ini dikarenakan semakin tinggi *packing*, maka gelembung uap yang terbentuk hanya gelembung kecil sehingga area transfer massanya semakin besar. Dimana semakin besar area kontak transfer massanya, sehingga menghasilkan efisiensi murphree yang semakin besar.

Pada gambar IV.3 terlihat pula bentuk grafiknya yang mula-mula gradiennya naik kemudian gradiennya turun. Hal ini

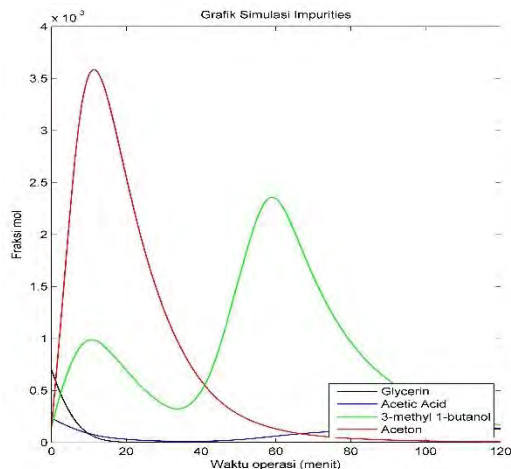
dikarenakan laju *vapor* yang awalnya besar karena banyaknya zat ringan yang masih terkandung dan kelamaan laju *vapor* akan semakin mengecil karena zat yang mudah menguap sudah mulai habis.

IV.3. Hasil Simulasi Distilasi Batch Multikomponen

Berdasarkan hasil simulasi yang dilakukan, diperoleh kadar masing-masing komponen di distilat setiap waktu yang ditunjukkan Gambar IV.4



(a)



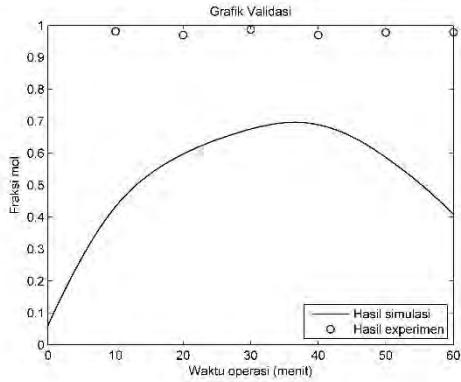
(b)

Gambar IV.4 (a) Hasil simulasi komponen air dan etanol (b) Hasil simulasi pengotor

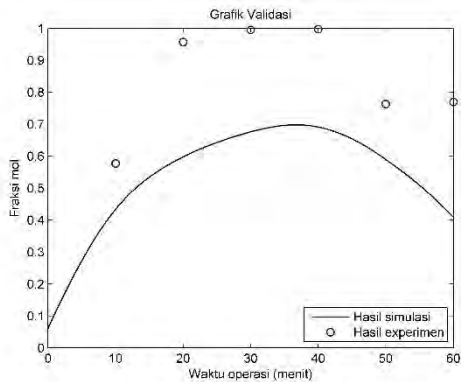
Pada Gambar IV.4 (a) dapat diketahui bahwa waktu yang optimum untuk memperoleh etanol dengan kadar tinggi sekitar 35-40 menit. Namun terdapat impuritis yang ditunjukkan pada Gambar IV.3(b) dimana terlihat memiliki impuritis rata-rata pada waktu sekitar 35-40 menit $8 \cdot 10^{-4}$ fraksi mol aceton dan $4 \cdot 10^{-4}$ fraksi mol 3-methyl-1-butanol. Impuritis yang paling dominan disini adalah aceton, hal ini terjadi karena aceton memiliki volatilitas yang tinggi dibanding komponen yang lain, bahkan dengan etanol sendiri. Tetapi karena fraksi feed awal aceton sangat kecil sehingga fraksi maksimum yang diperoleh tidak dapat menandingi etanol, walaupun volatilitasnya lebih besar.

IV.4. Validasi model

Validasi model simulasi didapatkan dengan membandingkan hasil simulasi dan hasil eksperimen yang dilakukan, ditunjukkan pada Gambar IV.5



(a)



(b)

Gambar IV.5 (a) Perbandingan hasil simulasi dengan eksperimen dengan *packing* 3 cm (b) perbandingan hasil simulasi dengan eksperimen dengan *packing* 5 cm

Pada Gambar IV.5 terlihat bahwa terdapat perbedaan yang jauh dari hasil simulasi dengan hasil eksperimen. Dari hasil eksperimen, fraksi etanol pada *packing* 5 cm dapat mencapai nilai sebesar 0.973 melewati titik *azeoptrope*. Sedangkan dari hasil simulasi, fraksi etanol maksimum hanya sebesar 0.73. Namun jika

dilihat dari trend grafik antara hasil simulasi dengan hasil eksperimen, grafik keduanya memiliki pola yang sama. Pada awal waktu, gradien grafik semakin naik hingga pada waktu tertentu kemudian gradiennya turun.

Pada Gambar IV.5 terlihat untuk waktu operasi antara simulasi dan eksperimen untuk packing 5 cm tidak ada perbedaan yang besar. Pada hasil simulasi, waktu operasi yang dibutuhkan agar kadar distilat mencapai maksimum sebesar 38 menit. Pada hasil eksperimen, kadar distilat maksimum yang terukur diperoleh pada waktu operasi sebesar 40 menit. Perbedaan yang ada terjadi karena adanya perbedaan kondisi. Pada simulasi, kondisi operasi dianggap tidak ada panas yang keluar dari kolom. Sedangkan pada eksperimen, kolom tidak diberi isolasi sehingga dapat dipastikan adanya panas yang keluar dari kolom. Dimana panas kolom berpengaruh pada kecepatan waktu operasi untuk memperoleh kadar maksimum.

Hasil eksperimen dan simulasi menghasilkan error yang besar. Hal ini dikarenakan pada hasil eksperimen melewati titik azeotrope. Dalam eksperimen yang dilakukan menggunakan distilasi batch biasa, bukan distilasi batch azeotrope dan seharusnya untuk proses distilasi batch biasa, tidak mungkin dihasilkan fraksi maksimum distilat melebihi dari fraksi azeotrope. Ketika campuran suatu zat, dalam hal ini etanol-air, mencapai titik azeotrope, maka fraksi cair dan fraksi uap sehingga pada proses pencampuran di tray paling atas antara uap dan cairnya tidak bisa menghasilkan fraksi yang lebih tinggi.

BAB V

KESIMPULAN

V.1. Kesimpulan

Berdasarkan hasil penelitian yang dilakukan, dapat disimpulkan bahwa :

1. Pada penelitian ini telah dikembangkan model simulasi distilasi batch multikomponen dengan *mesh packing steel wool*.
2. Dari beberapa variable-variabel yang dilakukan, dihasilkan :
 - Pengaruh ketinggian *mesh packing steel wool* terhadap fraksi mol etanol di distilat memiliki pengaruh yang cukup besar. Semakin besar ketinggian packing yang digunakan, semakin tinggi fraksi mol maksimum yang diperoleh, namun kenaikannya tidak linier.
 - Pengaruh ketinggian *mesh packing steel wool* terhadap efisiensi murphree di tray memiliki pengaruh yang besar. Semakin tinggi packing yang digunakan, efisiensi murphree di tray semakin tinggi.
3. Pada penelitian ini, grafik dari hasil simulasi dan eksperimen pada *mesh packing steel wool* 5 cm mempunyai kecenderungan yang sama untuk waktu operasi yang dibutuhkan sehingga simulasi ini valid digunakan untuk penentuan waktu operasi yang dibutuhkan.

V.2. Saran

1. Melakukan eksperimen untuk memperoleh persamaan efisiensi murphree berdasarkan property dan parameter karakteristik jenis packing.
2. Metode penentuan koefisien aktivitas menggunakan metode UNIQUAC jika data-data parameternya sudah tersedia.

DAFTAR PUSTAKA

- Alvarez, Mario E. T., et. al.. 2013. "*Heat Transfer Evaluation of Multicomponent Batch Distillation of the Wine of Sugarcane Fermentation*". The Italian Association of Chemical Engineering volume 32.
- Ceylan, Hatice. 2007. "*Control and Simulation Studies for A Multicomponent Batch Packed Distillation Column*". The Middle East University.
- Diwekar, U. M. dan K. P. Madhavan. 1991." *Multicomponent Batch Distillation Column Design*". Ind. Eng Chem. Res., 30 713-721.
- Diwekar, U. M. dan K. P. Madhavan. 1991b. "*BATCH-DIST: A Comprehensive Package for Simulation, Design, Optimization and Optimal Control of Multicomponent Multifraction Batch Distillation Columns*". Computers Chem. Eng. 15 833-842.
- Distefano, G. P.. 1968 ."*Mathematical Modelling and Numerical Integration of Multicomponent Batch Distillation Equations*". AIChE Journal. 14 190-199
- Huckaba, C. E. dan D. E. Danly. 1960." *Calculation procedures for binary batch rectification*". AIChE J. 6 335-342
- McCabe, W.L., and J.C. Smith. 1985. "*Unit Operation of Chemical Engineering*". Singapore: McGraw-Hill International Book Company.
- Perry, Robert H. and Don Green, "*Perry's Chemical Engineers' Handbook*", 7th edition, McGraw-Hill Book Company, New York.
- Van Ness, Smith. 2001. "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*". 6th edition, International edition, McGraw Hill Inc, Singapore.
- Wajge, R. M., et. al.. 1997. "*Investigation of Numerical Solution Approaches to Multicomponent Batch Distillation in Packed Beds*". Ind. Eng. Chem. Res. 36 1738-1746.

- Xu, Z. P. et. Al. 1996. "*Prediction of Packed Sieve Tray Efficiency in Distillation*". Institution of Chemical Engineers.
- Yıldız, Ugur. 2002. "*Multicomponent Batch Distillation Column Simulation and State Observer Design*". The Middle East Technical University.
- Zabransky, Milan dan Vlastimil Ruzicka. 2004. "*Estimation of Heat Capacities of Organic Liquids as Function of Temperature Using Group Additivity*". Institute of Chemical Technology, Technická 5, 166 28 Prague 6, Czech Republic

APPENDIKS A PENYELESAIAN NUMERIK

A.1. Parameter Yang Mendukung

- UNIFAC Parameter

Group	k	Rk	Qk
CH3	1	0.9011	0.848
CH2	2	0.6744	0.540
CH	3	0.4469	0.228
H2O	17	0.9200	1.400
OH	15	1.0000	1.200
CH3CO	19	1.6724	1.488

Group	vk					
	ethanol	glycerin	Acetic acid	3-methyl-1-butanol	water	acetone
CH3	1	0	0	2	0	1
CH2	1	2	0	2	0	0
CH	0	1	0	1	0	0
H2O	0	0	0	0	0	0
OH	1	3	1	1	1	0
CH3CO	0	0	1	0	0	1

a	1	2	3	17	15	19
1	0	0	0	1318	986.5	476.4
2	0	0	0	1318	986.5	476.4
3	0	0	0	1318	986.5	476.4
17	300	300	300	0	-229.1	-195.4
15	156.4	156.4	156.4	353.5	0	84
19	26.76	26.76	26.76	472.5	164.5	0

- Heat Capacity Liquid

$$\frac{Cp}{R} = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T - T_{ref})^2 + \frac{C}{3}(T - T_{ref})^3$$

$$R = 8.314 \times 10^{-3} \frac{kJ}{kmol K}$$

$$h = \sum_{j=1}^{NC} x(j) \times Cp(j) \quad kJ/kmol$$

Komponen	A	B	C
Ethanol	33.866	-172.6 .10 ⁻³	349.17 .10 ⁻⁶
Glycerin	44.85614	-30.89149 .10 ⁻²	5.45843 .10 ⁻⁴
Acetic acid	28.43573	-12.34069 .10 ⁻²	4.854299 .10 ⁻⁴
3-methyl-1-butanol	26.449977	-9.782196 .10 ⁻²	2.8898167 .10 ⁻⁴
Water	8.712	1.25 .10 ⁻³	-0.18 .10 ⁻⁶
Acetone	14.71195	-0.278243 .10 ⁻²	0.177427 .10 ⁻⁴

- Heat Capacity Vapour

$$CP = A + B(T - T_{ref}) + C(T - T_{ref})^2 + D(T - T_{ref})^3 + E(T - T_{ref})^4 + F(T - T_{ref})^5$$

$$H = \sum_{j=1}^{NC} y(j) \{ BM(j) \times CP(j) + \lambda(j) \} \quad kJ/kmol$$

Komponen	λ	A	B	C	D	E	F
Ethanol	42.3	0	1.95e-1	2.32e-3	-6.0e-7	7.455e-12	0
Glycerin	91.7	0	1.82e-1	2.01e-3	-9.6e-7	2.712e-10	-3.717e-14
Acetic acid	51.6	0	8.06e-2	2.12e-3	-9.7e-7	2.061e-10	0

3-methyl-1-butanol	53	0	- 1.08e- 1	3.22e- 3	-1.3e- 6	2.455e -10	0
Water	0.125	-5.73	1.91	- 3.95e- 4	8.7e- 7	- 4.95e- 10	1.038e- 13
Acetone	31.37	0	1.08e- 1	2.24e- 3	-6.0e- 7	7.455e -12	0

- Konstanta lain
Difusivitas liquid (etanol) rata-rata = $1.28 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$
Difusivitas liquid (etanol) rata-rata = $1.18 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$
Viskositas rata-rata = $8,9 \cdot 10^{-9} \text{ kg/m.s}$

A.2. Penyelesaian Numerik Persamaan Differensia Dengan Metode Runge Kutta

Penyelesaian persamaan diferensial dengan metode runge-kutta

- Reboiler, $i=1$

$$x_{1,j}(t+1) = x_{1,j}(t) + \left\{ \frac{k_{1,j}(t) + 2k_{2,j}(t) + 2k_{3,j}(t) + k_{4,j}(t)}{6} \right\}$$

$$k_{1,j}(t) = \Delta t \left\{ \frac{dx_{1,j}}{dt} (x_{1,j}(t-1); x_{2,j}(t-1)) \right\}$$

$$k_{2,j}(t) = \Delta t \left\{ \frac{dx_{1,j}}{dt} \left(x_{1,j}(t-1) + \frac{k_{1,j}(t-1)}{2}; x_{2,j}(t-1) + \frac{k_{1,j}(t-1)}{2} \right) \right\}$$

$$k_{3,j}(t) = \Delta t \left\{ \frac{dx_{1,j}}{dt} \left(x_{1,j}(t-1) + \frac{k_{2,j}(t-1)}{2}; x_{2,j}(t-1) + \frac{k_{2,j}(t-1)}{2} \right) \right\}$$

$$k_{4,j}(t) = \Delta t \left\{ \frac{dx_{1,j}}{dt} \left(x_{1,j}(t-1) + \frac{k_{3,j}(t-1)}{2}; x_{2,j}(t-1) + \frac{k_{3,j}(t-1)}{2} \right) \right\}$$

- Tray, $i=1:\text{NT}+1$

$$x_{i,j}(t+1) = x_{i,j}(t) + \left\{ \frac{k_{1,i,j}(t) + 2k_{2,i,j}(t) + 2k_{3,i,j}(t) + k_{4,i,j}(t)}{6} \right\}$$

$$k_{1,i,j}(t) = \Delta t \left\{ \frac{dx_{i,j}}{dt} (x_{i,j}(t-1); x_{i+1,j}(t-1)) \right\}$$

$$\begin{aligned}
k2_{i,j}(t) &= \Delta t \left\{ \frac{dx_{i,j}}{dt} \left(x_{i,j}(t-1) + \frac{k1_{i,j}(t-1)}{2}; x_{i+1,j}(t-1) + \frac{k1_{i+1,j}(t-1)}{2} \right) \right\} \\
k3_{i,j}(t) &= \Delta t \left\{ \frac{dx_{i,j}}{dt} \left(x_{i,j}(t-1) + \frac{k2_{i,j}(t-1)}{2}; x_{i+1,j}(t-1) + \frac{k2_{i+1,j}(t-1)}{2} \right) \right\} \\
k4_{i,j}(t) &= \Delta t \left\{ \frac{dx_{i,j}}{dt} \left(x_{i,j}(t-1) + \frac{k3_{i,j}(t-1)}{2}; x_{i+1,j}(t-1) + \frac{k3_{i+1,j}(t-1)}{2} \right) \right\}
\end{aligned}$$

- Condenser, i=NT+2

$$\begin{aligned}
x_{NT+2,j}(t+1) &= x_{NT+2,j}(t) + \left\{ \frac{k1_{NT+2,j}(t) + 2k2_{NT+2,j}(t) + 2k3_{NT+2,j}(t) + k4_{NT+2,j}(t)}{6} \right\} \\
k1_{NT+2,j}(t) &= \Delta t \left\{ \frac{dx_{1,j}}{dt} (x_{NT+2,j}(t-1)) \right\} \\
k2_{NT+2,j}(t) &= \Delta t \left\{ \frac{dx_{NT+2,j}}{dt} \left(x_{NT+2,j}(t-1) + \frac{k1_{NT+2,j}(t-1)}{2} \right) \right\} \\
k3_{NT+2,j}(t) &= \Delta t \left\{ \frac{dx_{NT+2,j}}{dt} \left(x_{NT+2,j}(t-1) + \frac{k2_{NT+2,j}(t-1)}{2} \right) \right\} \\
k4_{NT+2,j}(t) &= \Delta t
\end{aligned}$$

APPENDIKS B

HASIL SIMULASI MATLAB

B.1. Hasil Simulasi Distilasi *Batch* Multikomponen Dengan Tanpa Packing

Waktu	Fraksi Mol					
	Ethanol	Glyserin	Acetic Acid	3 Methyl-1 Butanol	Water	Aceton
0	0.06	7.00E-04	2.36E-05	1.50E-04	0.94	1.50E-04
10	0.43	8.21E-05	8.57E-05	9.84E-04	0.57	3.53E-03
20	0.59	3.37E-06	3.06E-05	6.92E-04	0.41	2.54E-03
30	0.67	1.27E-07	1.36E-05	3.63E-04	0.33	1.28E-03
40	0.67	5.34E-09	1.14E-05	4.95E-04	0.33	5.91E-04
50	0.57	3.79E-10	2.71E-05	1.57E-03	0.43	2.68E-04
60	0.41	2.29E-10	6.12E-05	2.34E-03	0.59	1.31E-04
70	0.25	1.51E-10	9.42E-05	1.59E-03	0.74	6.82E-05
80	0.16	7.93E-11	1.13E-04	9.63E-04	0.84	3.90E-05
90	0.10	3.83E-11	1.23E-04	6.02E-04	0.90	2.38E-05
100	0.07	1.77E-11	1.29E-04	3.86E-04	0.93	1.51E-05
110	0.04	7.98E-12	1.32E-04	2.51E-04	0.96	9.75E-06
120	0.03	3.62E-12	1.33E-04	1.67E-04	0.97	6.42E-06

B.2. Hasil Simulasi Distilasi *Batch* Multikomponen Dengan Packing 3 cm

Waktu	Fraksi Mol					
	Ethanol	Glyserin	Acetic Acid	3 Methyl-1 Butanol	Water	Aceton
0	0.06	7.00E-04	2.36E-05	1.50E-04	0.94	1.50E-04
10	0.43	8.23E-05	8.35E-05	9.91E-04	0.56	3.60E-03
20	0.60	3.32E-06	2.89E-05	6.63E-04	0.40	2.53E-03
30	0.68	1.25E-07	1.25E-05	3.24E-04	0.32	1.26E-03
40	0.69	5.15E-09	8.62E-06	4.23E-04	0.31	5.75E-04

50	0.59	2.35E-10	2.17E-05	1.73E-03	0.41	2.57E-04
60	0.41	5.21E-11	5.71E-05	2.62E-03	0.59	1.22E-04
70	0.24	2.55E-11	9.15E-05	1.54E-03	0.76	6.26E-05
80	0.15	1.03E-11	1.09E-04	9.05E-04	0.85	3.58E-05
90	0.09	3.89E-12	1.18E-04	5.61E-04	0.91	2.19E-05
100	0.06	1.41E-12	1.23E-04	3.58E-04	0.94	1.39E-05
110	0.04	5.04E-13	1.25E-04	2.33E-04	0.96	8.98E-06
120	0.03	1.79E-13	1.26E-04	1.54E-04	0.97	5.92E-06

B.3. Hasil Simulasi Distilasi *Batch* Multikomponen Dengan Packing 5 cm

Waktu	Fraksi Mol					
	Ethanol	Glyserin	Acetic Acid	3 Methyl-1 Butanol	Water	Aceton
0	0.06	7.00E-04	2.36E-05	1.50E-04	0.94	1.50E-04
10	0.43	8.24E-05	8.32E-05	9.91E-04	0.56	3.61E-03
20	0.60	3.31E-06	2.87E-05	6.63E-04	0.40	2.53E-03
30	0.68	1.24E-07	1.23E-05	3.24E-04	0.32	1.25E-03
40	0.69	5.13E-09	8.28E-06	4.23E-04	0.31	5.73E-04
50	0.59	2.25E-10	2.08E-05	1.73E-03	0.41	2.56E-04
60	0.41	4.07E-11	5.65E-05	2.62E-03	0.59	1.21E-04
70	0.24	1.86E-11	9.10E-05	1.54E-03	0.76	6.18E-05
80	0.14	7.17E-12	1.08E-04	9.05E-04	0.85	3.54E-05
90	0.09	2.60E-12	1.17E-04	5.61E-04	0.91	2.17E-05
100	0.06	9.10E-13	1.22E-04	3.58E-04	0.94	1.37E-05
110	0.04	3.12E-13	1.24E-04	2.33E-04	0.96	8.88E-06
120	0.03	1.07E-13	1.25E-04	1.54E-04	0.97	5.85E-06

B.4. Hasil Efisiensi Murphree Dengan Tanpa Packing

Waktu	Efisiensi Murphee
10	0.716922399
20	0.687717968
30	0.575287742

40	0.573511316
50	0.588535505
60	0.602579861
70	0.607029219
80	0.60644905
90	0.605703383
100	0.605196553
110	0.604876421
120	0.604674703

B.5. Hasil Efisiensi Murphree Dengan Packing 3 cm

Waktu	Efisiensi Murphee
10	0.873842509
20	0.847441027
30	0.751367173
40	0.744972012
50	0.750345992
60	0.758859047
70	0.763447716
80	0.764916812
90	0.765524586
100	0.765843602
110	0.766029296
120	0.766143085

B.6. Hasil Efisiensi Murphree Dengan Packing 5 cm Pada Tray 10

Waktu	Efisiensi Murphee
10	0.897138519
20	0.871971022
30	0.780412616

40	0.773939948
50	0.777443397
60	0.78432829
70	0.788907986
80	0.79063234
90	0.791386711
100	0.791791604
110	0.79202911
120	0.792175

APPENDIKS C

LISTING PROGRAM MATLAB

C.1. Program Primer

```
clear;
clc;
clf;

%Data Operasi
Mfo=1.893; %kmol massa feed total awal
v=0.00132; %m3 volume liquid hold-up
xf=[0.06 0.0007 0.000236 0.00015 0.938764 0.00015]; %etanol
glycerin acetic 3methyl1butanol water acetone
rho=[750 1261 1500 814.6 936.34 790]; %kg/m3
BM=[46 92 63.012 77.65 18 58.08]; %kg/kmol
Q1=70 ; %kJ/h panas reboiler

t=16; %jumlah tray
n=6 ; %jumlah komponen
N=0 ; %jumlah subgroup

P=1; %bar
Rlaw=82.057e-3; %m3.atm/kgmol.K
w=1;
wk(w)=0;

%Perhitungan Luas Uap
Dt=5.87e-2; %m
At=(3.14/4)*(Dt)^2; %m2
Ad=At*0.1214^2; %m2
Ac=At-Ad;
hw=0.05; %meter
lw=0.045; %meter
%Parameter efisiensi
psi=2.466;
```



```

k=3.138;
AJ=0.537;
Hp=0.05; %tinggi packing (m)
DL=1.28e-9; %Diffusifitas liquid
DG=1.18e-5; %Diffusifitas gas
Visco=8.9e-5; %kg/ms
%Fraksi liquid di packing
fr1=Hp/0.052;

%Start Up
for z=1:t+2
    x1(1,z)=xf(1);
    x2(1,z)=xf(2);
    x3(1,z)=xf(3);
    x4(1,z)=xf(4);
    x5(1,z)=xf(5);
    x6(1,z)=xf(6);

    x=[x1(1,z) x2(1,z) x3(1,z) x4(1,z) x5(1,z) x6(1,z)];
    VLEcalc
    T(1,z)=Tp(2);
    y1id(1,z)=y(1);
    y2id(1,z)=y(2);
    y3id(1,z)=y(3);
    y4id(1,z)=y(4);
    y5id(1,z)=y(5);
    y6id(1,z)=y(6);

    y1(1,z)=y1id(1,z);
    y2(1,z)=y2id(1,z);
    y3(1,z)=y3id(1,z);
    y4(1,z)=y4id(1,z);
    y5(1,z)=y5id(1,z);
    y6(1,z)=y6id(1,z);
end

```

```

for z=2:t+2
    x=[x1(1,z) x2(1,z) x3(1,z) x4(1,z) x5(1,z) x6(1,z)];
    y=[y1(1,z) y2(1,z) y3(1,z) y4(1,z) y5(1,z) y6(1,z)];
    jum=0;
    jum2=0;
    jum5=0;
    for i=1:n
        jum=x(i)/rho(i)+jum;
        jum2=x(i)*BM(i)+jum2;
        jum5=y(i)*BM(i)+jum5;
    end
    jum=1/jum;
    rhotot(1,z)=jum;
    BMcamp(1,z)=jum2;
    BMcampv(1,z)=jum5;
    M(1,z)=rhotot(1,z)*v/BMcamp(1,z);%kmol
end
jum3=0;
for z=2:t+2
    jum3=M(1,z)+jum3;
end
Mt=jum3;
D(w)=0;
sigmaD=D(w);
M(1,1)=Mfo-Mt-sigmaD;
for z=1:t+2
    y=[y1(1,z) y2(1,z) y3(1,z) y4(1,z) y5(1,z) y6(1,z)];
    cpcalc_liq
    CPcalc_uap
    h(1,z)=cpliq;
    H(1,z)=CPuap;
end
for z=1:t+1
    V(1,z)=Q1/(H(1,1)-h(1,2));
end

```

```

for z=2:t+2
    L(1,z)=V(1,t+1);
end
for w=1
    for z=2:t+1
        Vol(w,z)=((V(w,z)*Rlaw*T(w,z))/(P/1.01325))/3600;
    %m3/s
        us(w,z)=Vol(w,z)/At; %m/s
        Vv(w,z)=Vol(w,z)/Ac; %m/s

        rhov(w,z)=((P/1.01325)*BMcampv(w,z))/(Rlaw*T(w,z));%kg
    /m3
        Ks(w,z)=Vv(w,z)*sqrt(rhov(w,z)/(rhotot(w,z)-rhov(w,z)));
    %meter
        Eav(w,z)=1-exp(-(1.6-13.78*Hp)*(Ks(w,z)^0.05));
    %Average vapour volume fraction

        %Perhitungan NOG1
        Usb1(w,z)=us(w,z)/Eav(w,z); %Rise velocity of small
    bubble in zone 1 (m/s)
        tG1(w,z)=Hp/Usb1(w,z); %Mean residence time of vapour-
    phase
        Dbs=0.005; %Diameter gelembung

        NL1(w,z)=((12*rhotot(w,z)*(V(w,z)*BMcampv(w,z))*((ps
    i*DL)^0.5))/((3.14^0.5)*rhov(w,z)*(L(w,z)*BMcamp(w,z)
    )*fr1*Dbs))*(tG1(w,z)^0.5); %Number of liquid mass
    transfer
        ub(w,z)=Dbs^2*(rhotot(w,z)-rhov(w,z))*9.8/18/Visco;
    %rise velocity of the bubbles(trial)
        Peg(w,z)=(Dbs*ub(w,z))/(k*DG); %Peclet number
        Sh(w,z)=17.9; %Sherwood number
        KG1(w,z)=(Sh(w,z)*k*DG)/Dbs; %Vapour-phase mass
    transfer coefficient for zone 1

```

$KL1(w,z)=2*\sqrt{\psi*DL/tG1(w,z)}/\sqrt{3.14}$; %Liquid-phase mass transfer coefficient

$NG1(w,z)=((L(w,z)*BMcamp(w,z)*fr1)*\rho_{hov}(w,z)*KG1(w,z))/((V(w,z)*BMcampv(w,z))*\rho_{hotot}(w,z)*KL1(w,z))*NL1(w,z)$; %Number of vapour mass transfer

$grad(w,z)=(y1id(w,z))/(x1(w,z))$; %Slope vapour-liquid equilibrium line

$\lambda(w,z)=grad(w,z)*(V(w,z)*BMcampv(w,z))/(L(w,z)*BMcamp(w,z)*fr1)$; %Stripping factor

$NOG1(w,z)=NG1(w,z)*NL1(w,z)/(NL1(w,z)+\lambda(w,z)*NG1(w,z))$; %Number of overall vapour-phase mass transfer

%Perhitungan NOG2

$C=0.0327+0.0286*\exp(-1.378*hw)$;

$Lc(w,z)=(L(w,z)*BMcamp(w,z)*\rho_{hotot}(w,z)/3600)/lw$;

%liquid flow rate per unit length of weir

$hL(w,z)=(1-E_{av}(w,z))*(hw+1533*C*((Lc(w,z))/(1-E_{av}(w,z)))^{(2/3)}))$; %Clear liquid height

$hf(w,z)=hL(w,z)/(1-E_{av}(w,z))$; %Froth height

%small bubble 5mm

$Db2s=0.005$;

$usb2s(w,z)=Db2s^2*(\rho_{hotot}(w,z)-\rho_{hov}(w,z))*9.8/18/Visco$;

$uLBs(w,z)=0.3$; %rise velocity of small bubbles in zone 2 equal terminal velocity (m2/s)

$tG2s(w,z)=(hf(w,z)-Hp)/usb2s(w,z)$;

$KL2s(w,z)=2*\sqrt{\psi*DL/tG2s(w,z)}/\sqrt{3.14}$;

$Peg2s(w,z)=(Db2s*ub(w,z))/(k*DG)$; %Peclet number

$Sh2s(w,z)=17.9$; %Sherwood number

$KG2s(w,z)=(Sh2s(w,z)*k*DG)/Db2s$; %Vapour-phase mass transfer coefficient for zone 2

```

NL2s(w,z)=((12*rhotot(w,z)*(V(w,z)*BMcampv(w,z))*((p
si*DL)^0.5))/((3.14^0.5)*rhov(w,z)*(L(w,z)*BMcamp(w,z
)*(1-fr1))*Db2s))*(tG2s(w,z)^0.5); %The liquid-phase
mass transfer units for the small bubbles
NG2s(w,z)=((L(w,z)*BMcamp(w,z))*rhov(w,z)*KG2s(w,z
))/((V(w,z)-
1)*BMcampv(w,z))*rhotot(w,z)*KL2s(w,z))*NL2s(w,z);
%Number of vapour mass transfer
grad(w,z)=(y1id(w,z))/(x1(w,z)); %Slope vapour-liquid
equilibrium line

```

```

lambda2s(w,z)=grad(w,z)*(V(w,z)*BMcampv(w,z))/(L(w,z
)*BMcamp(w,z)*(1-fr1)); %Stripping factor
NOG2s(w,z)=NG2s(w,z)*NL2s(w,z)/(NL2s(w,z)+lambda2
s(w,z)*NG2s(w,z)); %Number of overall vapour-phase mass
transfer
EOG2s(w,z)=1-exp(-NOG2s(w,z));
%large bubble 25mm
Db2l=0.025;
usb2l(w,z)=Db2l^2*(rhotot(w,z)-rhov(w,z))*9.8/18/Visco;
uLBl(w,z)=us(w,z)/((1-AJ)*Eav(w,z)-(usb2l(w,z)*AJ)/(1-
AJ));
tG2l(w,z)=(hf(w,z)-Hp)/usb2l(w,z);
KL2l(w,z)=2*sqrt(psi*DL/tG2l(w,z))/sqrt(3.14);
Peg2l(w,z)=(Db2l*ub(w,z))/(k*DG); %Peclet number
Sh2l(w,z)=17.9; %Sherwood number
KG2l(w,z)=(Sh2l(w,z)*k*DG)/Db2l; %Vapour-phase mass
transfer coefficient for zone 2

```

```

NL2l(w,z)=((12*rhotot(w,z)*(V(w,z)*BMcampv(w,z))*((p
si*DL)^0.5))/((3.14^0.5)*rhov(w,z)*(L(w,z)*BMcamp(w,z
)*(1-fr1))*Db2l))*(tG2l(w,z)^0.5); %The liquid-phase mass
transfer units for the small bubbles

```

```

NG2l(w,z)=((L(w,z)*BMcamp(w,z))*rhov(w,z)*KG2l(w,z)
)/(V(w,z-
1)*BMcampv(w,z))*rhotot(w,z)*KL2l(w,z))*NL2l(w,z);
%Number of vapour mass transfer
grad(w,z)=(y1id(w,z))/(x1(w,z)); %Slope vapour-liquid
equilibrium line
lambda2l(w,z)=grad(w,z)*(V(w,z)*BMcampv(w,z))/(L(w,z)
)*BMcamp(w,z)*(1-fr1)); %Stripping factor
NOG2l(w,z)=NG2l(w,z)*NL2l(w,z)/(NL2l(w,z)+lambda2l(
w,z)*NG2l(w,z)); %Number of overall vapour-phase mass
transfer
EOG2l(w,z)=1-exp(-NOG2l(w,z));

EOG2(w,z)=AJ*EOG2s(w,z)+(1-AJ)*EOG2l(w,z);
NOG2(w,z)=-log10(1-EOG2(w,z));

NOG(w,z)=NOG1(w,z)+NOG2(w,z);

EMV(w,z)=1-exp(-NOG(w,z));
end
end
%dynamic
for w=2:2000;
wk(w)=0.001+wk(w-1);
delt=wk(w)-wk(w-1);

%komponen 1 dynamics
for z=1:t+2 %k0
fg1(1,z)=0;
end
for gh=2:5 %k1-k4
for z=1 %reboiler
fg1(gh,z)=delt*((L(w-1,2)*((x1(w-1,2)+0.5*fg1(gh-
1,z+1))-(x1(w-1,1)+0.5*fg1(gh-1,z))))-(V(w-

```

```

1,1)*(y1(w-1,1)-(x1(w-1,1)+0.5*fg1(gh-1,z))))/M(w-
1,1);
end
for z=2:t+1 %tray
    fg1(gh,z)=delt*(V(w-1,z-1)*(y1(w-1,z-1)-(x1(w-
1,z)+0.5*fg1(gh-1,z)))+L(w-1,z+1)*((x1(w-
1,z+1)+0.5*fg1(gh-1,z+1))-(x1(w-1,z)+0.5*fg1(gh-
1,z))))-V(w-1,z)*(y1(w-1,z)-(x1(w-1,z)+0.5*fg1(gh-
1,z))))/M(w-1,z);
end
for z=t+2 %condenser
    fg1(gh,z)=delt*(V(w-1,t+1)*(y1(w-1,t+1)-(x1(w-
1,t+2)+0.5*fg1(gh-1,z-1))))/M(w-1,t+2);
end
end
x1(w,1)=x1(w-
1,1)+(fg1(2,1)+2*fg1(3,1)+2*fg1(4,1)+fg1(5,1))/6;
for z=2:t+1
    x1(w,z)=x1(w-
1,z)+(fg1(2,z)+2*fg1(3,z)+2*fg1(4,z)+fg1(5,z))/6;
end
x1(w,t+2)=x1(w-
1,t+2)+(fg1(2,t+2)+2*fg1(3,t+2)+2*fg1(4,t+2)+fg1(5,t+2))/6;

%komponen 2 dynamics
for z=1:t+2 %k0
    fg2(1,z)=0;
end
for gh=2:5 %k1-k4
    for z=1 %reboiler
        fg2(gh,z)=delt*((L(w-1,2)*((x2(w-1,2)+0.5*fg2(gh-
1,z+1))-(x2(w-1,1)+0.5*fg2(gh-1,z))))-(V(w-1,1)*(y2(w-
1,1)-(x2(w-1,1)+0.5*fg2(gh-1,z)))))/M(w-1,1);
    end
    for z=2:t+1 %tray

```

```

fg2(gh,z)=delt*(V(w-1,z-1)*(y2(w-1,z-1)-(x2(w-
1,z)+0.5*fg2(gh-1,z)))+L(w-1,z+1)*((x2(w-
1,z+1)+0.5*fg2(gh-1,z+1))-(x2(w-1,z)+0.5*fg2(gh-1,z)))-
V(w-1,z)*(y2(w-1,z)-(x2(w-1,z)+0.5*fg2(gh-
1,z))))/M(w-1,z);
end
for z=t+2 %condenser
    fg2(gh,z)=delt*(V(w-1,t+1)*(y2(w-1,t+1)-(x2(w-
1,t+2)+0.5*fg2(gh-1,z-1))))/M(w-1,t+2);
end
end
x2(w,1)=x2(w-
1,1)+(fg2(2,1)+2*fg2(3,1)+2*fg2(4,1)+fg2(5,1))/6;
for z=2:t+1
    x2(w,z)=x2(w-
1,z)+(fg2(2,z)+2*fg2(3,z)+2*fg2(4,z)+fg2(5,z))/6;
end
x2(w,t+2)=x2(w-
1,t+2)+(fg2(2,t+2)+2*fg2(3,t+2)+2*fg2(4,t+2)+fg2(5,t+2))/6;

%komponen 3 dynamics
for z=1:t+2 %k0
    fg3(1,z)=0;
end
for gh=2:5 %k1-k4
    for z=1 %reboiler
        fg3(gh,z)=delt*((L(w-1,2)*((x3(w-1,2)+0.5*fg3(gh-
1,z+1))-(x3(w-1,1)+0.5*fg3(gh-1,z))))-(V(w-1,1)*(y3(w-
1,1)-(x3(w-1,1)+0.5*fg3(gh-1,z)))))/M(w-1,1);
    end
    for z=2:t+1 %tray
        fg3(gh,z)=delt*(V(w-1,z-1)*(y3(w-1,z-1)-(x3(w-
1,z)+0.5*fg3(gh-1,z)))+L(w-1,z+1)*((x3(w-
1,z+1)+0.5*fg3(gh-1,z+1))-(x3(w-1,z)+0.5*fg3(gh-1,z)))-

```



```

        V(w-1,z)*(y3(w-1,z)-(x3(w-1,z)+0.5*fg3(gh-
        1,z))))/M(w-1,z);
    end
    for z=t+2 %condenser
        fg3(gh,z)=delt*(V(w-1,t+1)*(y3(w-1,t+1)-(x3(w-
        1,t+2)+0.5*fg3(gh-1,z-1))))/M(w-1,t+2);
    end
end
x3(w,1)=x3(w-
1,1)+(fg3(2,1)+2*fg3(3,1)+2*fg3(4,1)+fg3(5,1))/6;
for z=2:t+1
    x3(w,z)=x3(w-
1,z)+(fg3(2,z)+2*fg3(3,z)+2*fg3(4,z)+fg3(5,z))/6;
end
x3(w,t+2)=x3(w-
1,t+2)+(fg3(2,t+2)+2*fg3(3,t+2)+2*fg3(4,t+2)+fg3(5,t+2))/6;

%komponen 4 dynamics
for z=1:t+2 %k0
    fg4(1,z)=0;
end
for gh=2:5 %k1-k4
    for z=1 %reboiler
        fg4(gh,z)=delt*((L(w-1,2)*((x4(w-1,2)+0.5*fg4(gh-
        1,z+1))-(x4(w-1,1)+0.5*fg4(gh-1,z))))-(V(w-1,1)*(y4(w-
        1,1)-(x4(w-1,1)+0.5*fg4(gh-1,z)))))/M(w-1,1);
    end
    for z=2:t+1 %tray
        fg4(gh,z)=delt*(V(w-1,z-1)*(y4(w-1,z-1)-(x4(w-
        1,z)+0.5*fg4(gh-1,z)))+L(w-1,z+1)*((x4(w-
        1,z+1)+0.5*fg4(gh-1,z+1))-(x4(w-1,z)+0.5*fg4(gh-1,z)))-
        V(w-1,z)*(y4(w-1,z)-(x4(w-1,z)+0.5*fg4(gh-
        1,z))))/M(w-1,z);
    end
end
for z=t+2 %condenser

```

```

        fg4(gh,z)=delt*(V(w-1,t+1)*(y4(w-1,t+1)-(x4(w-
        1,t+2)+0.5*fg4(gh-1,z-1))))/M(w-1,t+2);
    end
end
    x4(w,1)=x4(w-
1,1)+(fg4(2,1)+2*fg4(3,1)+2*fg4(4,1)+fg4(5,1))/6;
    for z=2:t+1
        x4(w,z)=x4(w-
1,z)+(fg4(2,z)+2*fg4(3,z)+2*fg4(4,z)+fg4(5,z))/6;
    end
    x4(w,t+2)=x4(w-
1,t+2)+(fg4(2,t+2)+2*fg4(3,t+2)+2*fg4(4,t+2)+fg4(5,t+2))/6;

%komponen 5 dynamics
for z=1:t+2 %k0
    fg5(1,z)=0;
end
for gh=2:5 %k1-k4
    for z=1 %reboiler
        fg5(gh,z)=delt*((L(w-1,2)*((x5(w-1,2)+0.5*fg5(gh-
        1,z+1))-(x5(w-1,1)+0.5*fg5(gh-1,z))))-(V(w-1,1)*(y5(w-
        1,1)-(x5(w-1,1)+0.5*fg5(gh-1,z)))))/M(w-1,1);
    end
    for z=2:t+1 %tray
        fg5(gh,z)=delt*(V(w-1,z-1)*(y5(w-1,z-1)-(x5(w-
        1,z)+0.5*fg5(gh-1,z)))+L(w-1,z+1)*((x5(w-
        1,z+1)+0.5*fg5(gh-1,z+1))-(x5(w-1,z)+0.5*fg5(gh-1,z)))-
        V(w-1,z)*(y5(w-1,z)-(x5(w-1,z)+0.5*fg5(gh-
        1,z))))/M(w-1,z);
    end
    for z=t+2 %condenser
        fg5(gh,z)=delt*(V(w-1,t+1)*(y5(w-1,t+1)-(x5(w-
        1,t+2)+0.5*fg5(gh-1,z-1))))/M(w-1,t+2);
    end
end
end

```

```

x5(w,1)=x5(w-
1,1)+(fg5(2,1)+2*fg5(3,1)+2*fg5(4,1)+fg5(5,1))/6;
for z=2:t+1
    x5(w,z)=x5(w-
1,z)+(fg5(2,z)+2*fg5(3,z)+2*fg5(4,z)+fg5(5,z))/6;
end
x5(w,t+2)=x5(w-
1,t+2)+(fg5(2,t+2)+2*fg5(3,t+2)+2*fg5(4,t+2)+fg5(5,t+2))/6;

%komponen 6 dynamics
for z=1:t+2 %k0
    fg6(1,z)=0;
end
for gh=2:5 %k1-k4
    for z=1 %reboiler
        fg6(gh,z)=delt*((L(w-1,2)*((x6(w-1,2)+0.5*fg6(gh-
1,z+1))-(x6(w-1,1)+0.5*fg6(gh-1,z))))-(V(w-1,1)*(y6(w-
1,1)-(x6(w-1,1)+0.5*fg6(gh-1,z)))))/M(w-1,1);
    end
    for z=2:t+1 %tray
        fg6(gh,z)=delt*(V(w-1,z-1)*(y6(w-1,z-1)-(x6(w-
1,z)+0.5*fg6(gh-1,z)))+L(w-1,z+1)*((x6(w-
1,z+1)+0.5*fg6(gh-1,z+1))-(x6(w-1,z)+0.5*fg6(gh-
1,z)))-V(w-1,z)*(y6(w-1,z)-(x6(w-1,z)+0.5*fg6(gh-
1,z)))))/M(w-1,z);
    end
    for z=t+2 %condenser
        fg6(gh,z)=delt*(V(w-1,t+1)*(y6(w-1,t+1)-(x6(w-
1,t+2)+0.5*fg6(gh-1,z-1)))))/M(w-1,t+2);
    end
end
x6(w,1)=x6(w-
1,1)+(fg6(2,1)+2*fg6(3,1)+2*fg6(4,1)+fg6(5,1))/6;
for z=2:t+1

```

```

        x6(w,z)=x6(w-
1,z)+(fg6(2,z)+2*fg6(3,z)+2*fg6(4,z)+fg6(5,z))/6;
    end
    x6(w,t+2)=x6(w-
1,t+2)+(fg6(2,t+2)+2*fg6(3,t+2)+2*fg6(4,t+2)+fg6(5,t+2))/6;

for z=1:t+2
    if x1(w,z)<0
        x1(w,z)=x1(w-1,z);
    else
        x1(w,z)=x1(w,z);
    end
    if x2(w,z)<0
        x2(w,z)=x2(w-1,z);
    else
        x2(w,z)=x2(w,z);
    end
    if x3(w,z)<0
        x3(w,z)=x3(w-1,z);
    else
        x3(w,z)=x3(w,z);
    end
    if x4(w,z)<0
        x4(w,z)=x4(w-1,z);
    else
        x4(w,z)=x4(w,z);
    end
    if x5(w,z)<0
        x5(w,z)=x5(w-1,z);
    else
        x5(w,z)=x5(w,z);
    end
    if x6(w,z)<0
        x6(w,z)=x6(w-1,z);
    else

```

```

        x6(w,z)=x6(w,z);
    end
end

%normalisasi fraksi cair (x)
for z=1:t+2

    sigmax=x1(w,z)+x2(w,z)+x3(w,z)+x4(w,z)+x5(w,z)+x6(w,z);
    x1(w,z)=x1(w,z)/sigmax;
    x2(w,z)=x2(w,z)/sigmax;
    x3(w,z)=x3(w,z)/sigmax;
    x4(w,z)=x4(w,z)/sigmax;
    x5(w,z)=x5(w,z)/sigmax;
    x6(w,z)=x6(w,z)/sigmax;
end

for z=1:t+2
    x=[x1(w,z) x2(w,z) x3(w,z) x4(w,z) x5(w,z) x6(w,z)];
    VLEcalc
    T(w,z)=Tp(2);

    %y ideal
    y1id(w,z)=y(1);
    y2id(w,z)=y(2);
    y3id(w,z)=y(3);
    y4id(w,z)=y(4);
    y5id(w,z)=y(5);
    y6id(w,z)=y(6);
end

%y operasi
for z=1
    y1(w,z)=y1id(w,z);
    y2(w,z)=y2id(w,z);
    y3(w,z)=y3id(w,z);

```

```

    y4(w,z)=y4id(w,z);
    y5(w,z)=y5id(w,z);
    y6(w,z)=y6id(w,z);
end
for z=2:t+1
    y1(w,z)=y1(w,z-1)+EMV(w-1,z)*(y1id(w,z)-y1(w,z-1));
    y2(w,z)=y2(w,z-1)+EMV(w-1,z)*(y2id(w,z)-y2(w,z-1));
    y3(w,z)=y3(w,z-1)+EMV(w-1,z)*(y3id(w,z)-y3(w,z-1));
    y4(w,z)=y4(w,z-1)+EMV(w-1,z)*(y4id(w,z)-y4(w,z-1));
    y5(w,z)=y5(w,z-1)+EMV(w-1,z)*(y5id(w,z)-y5(w,z-1));
    y6(w,z)=y6(w,z-1)+EMV(w-1,z)*(y6id(w,z)-y6(w,z-1));
end
for z=t+2
    y1(w,z)=y1id(w,z);
    y2(w,z)=y2id(w,z);
    y3(w,z)=y3id(w,z);
    y4(w,z)=y4id(w,z);
    y5(w,z)=y5id(w,z);
    y6(w,z)=y6id(w,z);
end

for z=2:t+2
    x=[x1(w,z) x2(w,z) x3(w,z) x4(w,z) x5(w,z) x6(w,z)];
    y=[y1(w,z) y2(w,z) y3(w,z) y4(w,z) y5(w,z) y6(w,z)];
jum=0;
jum2=0;
jum5=0;
for i=1:n
    jum=x(i)/rho(i)+jum;
    jum2=x(i)*BM(i)+jum2;
    jum5=y(i)*BM(i)+jum5;
end
jum=1/jum;
rhotot(w,z)=jum;
BMcamp(w,z)=jum2;

```

```

BMcampv(w,z)=jum5;
M(w,z)=rhotot(w,z)*v/BMcamp(w,z);%kmol
end
jum3=0;
for z=2:t+2
    jum3=M(w,z)+jum3;
end
Mt=jum3;
sigmaD=sigmaD+D(w-1)*(wk(w)-wk(w-1));
M(w,1)=Mfo-Mt-sigmaD;

for z=1:t+2
    y=[y1(w,z) y2(w,z) y3(w,z) y4(w,z) y5(w,z) y6(w,z)];
    cpcalc_liq
    CPcalc_uap
    h(w,z)=cpliq;
    H(w,z)=CPuap;
end

jml=0;
for z=1:t+1
    dMh(w,z)=(M(w,z)*h(w,z)-M(w-1,z)*h(w-1,z))/(wk(w)-
wk(w-1));
    jml=jml+dMh(w,z);
end
sigmadMh=jml;
R=3.5;
D(w)=(Q1-sigmadMh)/((R+1)*H(w,t+1)-R*h(w,t+2));
V(w,t+1)=D(w)*(R+1);
L(w,t+2)=D(w)*R;
for z=t+1:-1:2
    V(w,z-1)=(V(w,z)*(H(w,z)-h(w,z))+L(w,z+1)*(h(w,z)-
h(w,z+1))+M(w,z)*((h(w,z)-h(w-1,z))/(wk(w)-wk(w-
1))))/(H(w,z-1)-h(w,z));

```

```

    L(w,z)=V(w,z-1)+L(w,z+1)-V(w,z)-((M(w,z)-M(w-
1,z))/(wk(w)-wk(w-1)));
    end
    for z=2:t+1
        Vol(w,z)=((V(w,z)*Rlaw*T(w,z))/(P/1.01325))/3600;
% m3/s
        us(w,z)=Vol(w,z)/At; % m/s
        Vv(w,z)=Vol(w,z)/Ac; % m/s

        rhov(w,z)=((P/1.01325)*BMcampv(w,z))/(Rlaw*T(w,z)); % kg
/m3
        Ks(w,z)=Vv(w,z)*sqrt(rhov(w,z)/(rhotot(w,z)-rhov(w,z)));
% meter
        Eav(w,z)=1-exp(-(1.6-13.78*Hp)*(Ks(w,z)^0.05));
        %Average vapour volume fraction

        %Perhitungan NOG1
        Usb1(w,z)=us(w,z)/Eav(w,z); % Rise velocity of small
bubble in zone 1 (m/s)
        tG1(w,z)=Hp/Usb1(w,z); % Mean residence time of vapour-
phase
        Dbs=0.005; % Diameter gelembung

        NL1(w,z)=((12*rhotot(w,z)*(V(w,z)*BMcampv(w,z))*((ps
i*DL)^0.5))/((3.14^0.5)*rhov(w,z)*(L(w,z)*BMcampv(w,z)
)*fr1*Dbs))*(tG1(w,z)^0.5); % Number of liquid mass
transfer
        ub(w,z)=Dbs^2*(rhotot(w,z)-rhov(w,z))*9.8/18/Visco;
        % rise velocity of the bubbles
        Peg(w,z)=(Dbs*ub(w,z))/(k*DG); % Peclet number
        Sh(w,z)=17.9; % Sherwood number
        KG1(w,z)=(Sh(w,z)*k*DG)/Dbs; % Vapour-phase mass
transfer coefficient for zone 1
        KL1(w,z)=2*sqrt(psi*DL/tG1(w,z))/sqrt(3.14); % Liquid-
phase mass transfer coefficient

```


$NG1(w,z)=((L(w,z)*BMcamp(w,z)*fr1)*\rho_{hov}(w,z)*KG1(w,z))/((V(w,z)*BMcampv(w,z))*\rho_{hot}(w,z)*KL1(w,z))*NL1(w,z);$ %Number of vapour mass transfer

$grad(w,z)=(y1id(w,z))/(x1(w,z));$ %Slope vapour-liquid equilibrium line

$lambda(w,z)=grad(w,z)*(V(w,z)*BMcampv(w,z))/(L(w,z)*BMcamp(w,z)*fr1);$ %Stripping factor

$NOG1(w,z)=NG1(w,z)*NL1(w,z)/(NL1(w,z)+lambda(w,z)*NG1(w,z));$ %Number of overall vapour-phase mass transfer

%Perhitungan NOG2

$C=0.0327+0.0286*\exp(-1.378*hw);$

$Lc(w,z)=(L(w,z)*BMcamp(w,z)*\rho_{hot}(w,z)/3600)/hw;$

%liquid flow rate per unit length of weir

$hL(w,z)=(1-Eav(w,z))*(hw+1533*C*((Lc(w,z))/(1-Eav(w,z)))^{(2/3)});$ %Clear liquid height

$hf(w,z)=hL(w,z)/(1-Eav(w,z));$ %Froth height

%small bubble 5mm

$Db2s=0.005;$

$usb2s(w,z)=Db2s^2*(\rho_{hot}(w,z)-\rho_{hov}(w,z))*9.8/18/Visco;$

$uLBs(w,z)=0.3;$ %rise velocity of small bubbles in zone 2 equal terminal velocity (m2/s) saran jurnal 0.3

$tG2s(w,z)=(hf(w,z)-Hp)/usb2s(w,z);$

$KL2s(w,z)=2*\sqrt{\psi*DL/tG2s(w,z)}/\sqrt{3.14};$

$Peg2s(w,z)=(Db2s*ub(w,z))/(k*DG);$ %Peclet number

$Sh2s(w,z)=17.9;$ %Sherwood number

$KG2s(w,z)=(Sh2s(w,z)*k*DG)/Db2s;$ %Vapour-phase mass transfer coefficient for zone 2

$NL2s(w,z)=((12*\rho_{hot}(w,z)*(V(w,z)*BMcampv(w,z))*(\psi*DL)^{0.5}))/((3.14^{0.5})*\rho_{hov}(w,z)*(L(w,z)*BMcamp(w,z)$

```

)*(1-fr1))*Db2s))*(tG2s(w,z)^0.5); %The liquid-phase
mass transfer units for the small bubbles
NG2s(w,z)=((L(w,z)*BMcamp(w,z))*rhov(w,z)*KG2s(w,z)
)/((V(w,z-
1)*BMcampv(w,z))*rhotot(w,z)*KL2s(w,z))*NL2s(w,z);
%Number of vapour mass transfer
grad(w,z)=(y1id(w,z))/(x1(w,z)); %Slope vapour-liquid
equilibrium line

```

```

lambda2s(w,z)=grad(w,z)*(V(w,z)*BMcampv(w,z))/(L(w,z)
)*BMcamp(w,z)*(1-fr1)); %Stripping factor
NOG2s(w,z)=NG2s(w,z)*NL2s(w,z)/(NL2s(w,z)+lambda2
s(w,z)*NG2s(w,z)); %Number of overall vapour-phase mass
transfer
EOG2s(w,z)=1-exp(-NOG2s(w,z));
%large bubble 25mm
Db2l=0.025;
usb2l(w,z)=Db2l^2*(rhotot(w,z)-rhov(w,z))*9.8/18/Visco;
uLBl(w,z)=us(w,z)/((1-AJ)*Eav(w,z)-(usb2l(w,z)*AJ)/(1-
AJ));
tG2l(w,z)=(hf(w,z)-Hp)/usb2l(w,z);
KL2l(w,z)=2*sqrt(psi*DL/tG2l(w,z))/sqrt(3.14);
Peg2l(w,z)=(Db2l*ub(w,z))/(k*DG); %Peclet number
Sh2l(w,z)=17.9; %Sherwood number
KG2l(w,z)=(Sh2l(w,z)*k*DG)/Db2l; %Vapour-phase mass
transfer coefficient for zone 2

```

```

NL2l(w,z)=((12*rhotot(w,z)*(V(w,z)*BMcampv(w,z))*((p
si*DL)^0.5))/((3.14^0.5)*rhov(w,z)*(L(w,z)*BMcamp(w,z)
)*(1-fr1))*Db2l))*(tG2l(w,z)^0.5); %The liquid-phase mass
transfer units for the small bubbles
NG2l(w,z)=((L(w,z)*BMcamp(w,z))*rhov(w,z)*KG2l(w,z)
)/((V(w,z-
1)*BMcampv(w,z))*rhotot(w,z)*KL2l(w,z))*NL2l(w,z);
%Number of vapour mass transfer

```

```

grad(w,z)=(y1id(w,z))/(x1(w,z)); %Slope vapour-liquid
equilibrium line
lambda2l(w,z)=grad(w,z)*(V(w,z)*BMcampv(w,z))/(L(w,z)
)*BMcamp(w,z)*(1-fr1)); %Stripping factor
NOG2l(w,z)=NG2l(w,z)*NL2l(w,z)/(NL2l(w,z)+lambda2l(
w,z)*NG2l(w,z)); %Number of overall vapour-phase mass
transfer
EOG2l(w,z)=1-exp(-NOG2l(w,z));

EOG2(w,z)=AJ*EOG2s(w,z)+(1-AJ)*EOG2l(w,z);
NOG2(w,z)=-log10(1-EOG2(w,z));

NOG(w,z)=NOG1(w,z)+NOG2(w,z);

EMV(w,z)=1-exp(-NOG(w,z));
end
end

for w=1:2000
    wkplot(w)=wk(w)*60;
    x1cond(w)=x1(w,t+2); %Etanol
    x2cond(w)=x2(w,t+2); %Glyserin
    x3cond(w)=x3(w,t+2); %Acetic
    x4cond(w)=x4(w,t+2); %3methyl 1butanol
    x5cond(w)=x5(w,t+2); %Water
    x6cond(w)=x6(w,t+2); %Aceton
end
indeks=1;
for wt=1:11
    wktabel(wt)=wk(indeks)*60;
    frkdist(wt)=x1(indeks,t+2);
    frkrebo(wt)=x1(indeks,1);
    indeks=indeks+99;
end
xp=1;

```

```

for wt=1:11
    distil(1)=0;
    etanolkel(1)=0;
    for w=1:xp
        distil(w+1)=distil(w)+D(w)*delt;
        etanolkel(w+1)=etanolkel(w)+D(w)*x1(w+1,t+2)*delt;
    end
    jmldist(wt)=distil(xp+1);
    recovery(wt)=etanolkel(xp+1)*100/(xf(1)*Mfo);
    xp=xp+99;
end

disp('-----
-----');
disp(['waktu (menit)', ' ', 'fraksi distilat', ' ', 'fraksi reboiler',
',jumlah distilat', ' ', 'recovery,%']);
disp('-----
-----');
disp([num2str(wktabel(1)), ' ', num2str(frkd(1)), ' ', num2str(frkrebo(1)), ' ', num2str(jmld(1)), ' ', num2str(recovery(1))]);
disp([num2str(wktabel(2)), ' ', num2str(frkd(2)), ' ', num2str(frkrebo(2)), ' ', num2str(jmld(2)), ' ', num2str(recovery(2))]);
disp([num2str(wktabel(3)), ' ', num2str(frkd(3)), ' ', num2str(frkrebo(3)), ' ', num2str(jmld(3)), ' ', num2str(recovery(3))]);
disp([num2str(wktabel(4)), ' ', num2str(frkd(4)), ' ', num2str(frkrebo(4)), ' ', num2str(jmld(4)), ' ', num2str(recovery(4))]);
disp([num2str(wktabel(5)), ' ', num2str(frkd(5)), ' ', num2str(frkrebo(5)), ' ', num2str(jmld(5)), ' ', num2str(recovery(5))]);

```

```

disp([num2str(wktabel(6)),',',num2str(frkdistr(6)),',
',num2str(frkrebo(6)),',',num2str(jmldistr(6)),',
',num2str(recovery(6))]);
disp([num2str(wktabel(7)),',',num2str(frkdistr(7)),',
',num2str(frkrebo(7)),',',num2str(jmldistr(7)),',
',num2str(recovery(7))]);
disp([num2str(wktabel(8)),',',num2str(frkdistr(8)),',
',num2str(frkrebo(8)),',',num2str(jmldistr(8)),',
',num2str(recovery(8))]);
disp([num2str(wktabel(9)),',',num2str(frkdistr(9)),',
',num2str(frkrebo(9)),',',num2str(jmldistr(9)),',
',num2str(recovery(9))]);
disp([num2str(wktabel(10)),',',num2str(frkdistr(10)),',
',num2str(frkrebo(10)),',',num2str(jmldistr(10)),',
',num2str(recovery(10))]);
disp([num2str(wktabel(11)),',',num2str(frkdistr(11)),',
',num2str(frkrebo(11)),',',num2str(jmldistr(11)),',
',num2str(recovery(11))]);

```

```

wktabel=[10 20 30 40 50 60];
x1exp=[0.7772 0.9829 0.99816 0.999 0.8917 0.8953]; %5cm%
%x1exp=[0.9927 0.988 0.9949 0.9879 0.9911 0.9916];% %3cm%

```

```

% title ('Profil fraksi larutan di distilat')
title ('Profil fraksi etanol di distilat')
plot(wkplot,x1cond,'-k',wkplot,x6cond,'-b','LineWidth',1)
xlabel('Waktu operasi (menit)')
ylabel('Fraksi mol')
legend('Etanol','Aceton',4)

```

C.2. Program VLEcalc

```

%etanol glycerin acetic 3methylbutanol water acetone
A=[5.24677 3.93737 4.68206 4.48266 5.0678 4.42448];
B=[1598.673 1411.531 1642.54 1360.367 1659.793 1312.253];
C=[-46.424 -200.566 -39.764 -99.937 -45.854 -32.445];

```

```

Bx=[0 0 0 0 0
    0 0 0 0 0
    0 0 0 0 0
    0 0 0 0 0
    0 0 0 0 0
    0 0 0 0 0];
error=0.00001;
R=83.14;

pi=[1 1 1 1 1 1]; %trial koef phi

%Data UNIFAC
k=[1 2 3 17 15 19];
vk=[1 1 0 0 1 0; 0 2 1 0 3 0; 0 0 0 0 1 1; 2 2 1 0 1 0; 0 0 0 1 0 0; 1
0 0 0 0 1];
Rk=[0.9011 0.6744 0.4469 0.92 1 1.6724];
Qk=[0.848 0.54 0.228 1.4 1.2 1.488];
a=[0 0 0 1318 986.5 476.4; 0 0 0 1318 986.5 476.4; 0 0 0 1318
986.5 476.4; 300 300 300 0 -229.1 -195.4; 156.4 156.4 156.4 353.3
0 84; 26.76 26.76 26.76 472.5 164.5 0];

n=6; %jumlah species
N=6; %jumlah subspecies

%HITUNG Ti sat and T awal
Tp(1)=0;
for i=1:n
    Tsat(i)=(B(i)/(A(i)-log10(P)))-C(i); %kelvin
    Tp(1)=Tp(1)+x(i)*Tsat(i);
end

for i=1:n
    Psat(i)=10^(A(i)-B(i)/(Tp(1)+C(i))); %bar
end

```

```

for i=1:n
    jum=0;
    jum2=0;
    for k=1:N
        jum=vk(i,k)*Rk(k)+jum;
        jum2=vk(i,k)*Qk(k)+jum2;
    end
    r(i)=jum;
    q(i)=jum2;
end

for k=1:N
    for i=1:n
        e(k,i)=vk(i,k)*Qk(k)/q(i); %nilai e(k,i) metode IUFAC
    end
end
tho=exp((-1*a)/Tp(1)); %nilai tho(m,k) IUFAC
for i=1:n
    for k=1:N
        jum=0;
        for m=1:N
            jum=e(m,i)*tho(m,k)+jum;
        end
        Beta(i,k)=jum; %nilai Beta(i,k) metode IUFAC
    end
end

for k=1:N
    jum=0;
    jum2=0;
    for i=1:n
        jum=x(i)*q(i)*e(k,i)+jum;
        jum2=x(i)*q(i)+jum2;
    end
    teta(k)=jum/jum2; %nilai teta(k)

```

```

end

for k=1:N
    jum=0;
    for m=1:N
        jum=teta(m)*tho(m,k)+jum;
    end
    s(k)=jum; %nilai s(k) metode IUFAC
end

for i=1:n
    jum=0;
    jum2=0;
    for j=1:n
        jum=r(j)*x(j)+jum;
        jum2=q(j)*x(j)+jum2;
    end
    J(i)=r(i)/jum; %nilai J(i) metode IUFAC
    L(i)=q(i)/jum2; %nilai L(i) metode IUFAC
end

for i=1:n
    lngammaC(i)=1-J(i)+log(J(i))-5*q(i)*(1-
J(i)/L(i)+log(J(i)/L(i))); %nilai ln(gammaC(i))
    sigma=0;
    for k=1:N
        sigma=teta(k)*Beta(i,k)/s(k)-
e(k,i)*log(Beta(i,k)/s(k))+sigma;
    end
    lngammaR(i)=q(i)*(1-sigma); %nilai ln(gamma R(i))
end

for i=1:n
    gamma(i)=exp(lngammaC(i)+lngammaR(i)); %nilai gamma(i)
end

```



```

%IDENTIFY species j (j=1)
sigma=0;
for i=1:n
    sigma=(x(i)*gamma(i)/pi(i))*(Psat(i)/Psat(1))+sigma;
end
Pjsat=P/sigma;
Tp(2)=B(1)/(A(1)-log10(Pjsat))-C(1); %mencari nilai T dari
Antoine

%CALCULATE y(i)
for i=1:n
    y(i)=x(i)*gamma(i)*Psat(i)/(pi(i)*P);
end

%CALCULATE delta T
dT=abs(Tp(2)-Tp(1));
f=2;
while dT > error
    %HITUNG Pi sat baru
    for i=1:n
        Psat(i)=10^(A(i)-B(i)/(Tp(f)+C(i)));
    end

    %HITUNG y(i) baru
    for i=1:n
        y(i)=x(i)*gamma(i)*Psat(i)/(pi(i)*P);
    end

    if f==2
        for j=1:n
            for i=1:n
                d(j,i)=2*Bx(j,i)-Bx(j,j)-Bx(i,i); %nilai delta(i,j) sama
dengan delta(j,K)
            end
        end
    end
end

```

```

    end
end

for i=1:n
    sigma=0;
    for j=1:n
        for K=1:n
            sigma=y(j)*y(K)*(2*d(j,i)-d(j,K))+sigma;
        end
    end
    pi(i)=exp((Bx(i,i)*(P-Psat(i))+0.5*P*sigma)/(R*Tp(f)));
    %mencari nilai pi(i) pers 14.6
end

tho=exp((-1*a)/Tp(f)); %mencari nilai tho(m,k) baru
for i=1:n
    for k=1:N
        jum=0;
        for m=1:N
            jum=e(m,i)*tho(m,k)+jum;
        end
        Beta(i,k)=jum; %nilai beta(i,k) baru
    end
end

for k=1:N
    jum=0;
    for m=1:N
        jum=teta(m)*tho(m,k)+jum;
    end
    s(k)=jum; %nilai s(k) baru
end

for i=1:n

```

```

    lngammaC(i)=1-J(i)+log(J(i))-5*q(i)*(1-
J(i)/L(i)+log(J(i)/L(i))); %mencari ln (gammaC(i)) baru
    sigma=0;
    for k=1:N
        sigma=teta(k)*Beta(i,k)/s(k)-
e(k,i)*log(Beta(i,k)/s(k))+sigma;
    end
    lngammaR(i)=q(i)*(1-sigma); %mencari ln(gammaR(i)) baru
end

for i=1:n
    gamma(i)=exp(lngammaC(i)+lngammaR(i)); %mencari nilai
gamma(i) baru
end

%IDENTIFY species j (j=1)
sigma=0;
for i=1:n
    sigma=(x(i)*gamma(i)/pi(i))*(Psat(i)/Psat(1))+sigma;
end
Pjsat=P/sigma; %nilai Pj sat baru
f=f+1;
%HITUNG T baru
Tp(f)=B(1)/(A(1)-log10(Pjsat))-C(1); %nilai T baru
dT=abs(Tp(f)-Tp(f-1)); %delta T baru
end

```

C.3. Program cpcalc_liq

```

Tref=25+273.15;
n=6;
Tx=T(w,z)-Tref;
%etanol glycerin acetic 3methylbutanol water acetone
cpA=[33.866 44.85624 28.43573 26.449977 8.712 14.71195];
cpB=[-172.6/(10^3) -30.89149/(10^2) -12.34069/(10^2) -
9.782196/(10^2) 1.25/(10^3) -0.278243/(10^2)];

```

```
cpC=[349.17/(10^6)      5.45843/(10^4)      4.854299/(10^4)
2.8898167/(10^4) -0.18/(10^6) 0.177427/(10^4)];
```

```
R=8.314/1000; %kJ/mol K
```

```
jum=0;
for i=1:n
```

```
jum=x(i)*(R*(cpA(i)*Tx+cpB(i)/2*(Tx^2)+cpC(i)/3*(Tx^3)))+ju
m;
end
```

```
cpqliq=jum; %kj/mol total liquid
```

C.4. Program cpcalc_uap

```
%etanol glycerin acetic 3methylbutanol water acetone
```

```
BM=[46 92 63.012 77.65 18 58.08]; %kg/kmol
```

```
Tref=25+273.15; %Kelvin
```

```
n=6;
```

```
Tx=T(w,z)-Tref;
```

```
%etanol glycerin acetic 3methylbutanol water acetone
```

```
CpA=[0 0 0 -5.7296 0]; %kJ/kg
```

```
CpB=[1.9577e-1 1.8233e-1 8.06502e-2 -1.082e-1 1.9145
1.08548e-1];
```

```
CpC=[2.32519e-3 2.0155e-3 2.12358e-3 3.2245e-3 -3.9574e-4
2.24492e-3];
```

```
CpD=[-6.07458e-7 -9.6266e-7 -9.73678e-7 -1.31867e-6 8.76206e-
7 -6.07458e-7];
```

```
CpE=[7.45539e-12 2.7122e-10 2.06162e-10 2.4547e-10 -
4.95055e-10 7.45539e-12];
```

```
CpF=[0 -3.7174e-14 0 0 1.03846e-13 0];
```

```
hv=[42.3 91.7 51.6 53 0.12538 31.37]; %kJ/mol
```

```
jum=0;
```

```

for i=1:n
    jum=y(i)*BM(i)/1000*((CpA(i)+CpB(i)*Tx+CpC(i)*(Tx^2)+
        CpD(i)*(Tx^3)+CpE(i)*(Tx^4)+CpF(i)*(Tx^5)))+hv(i)+jum;
end

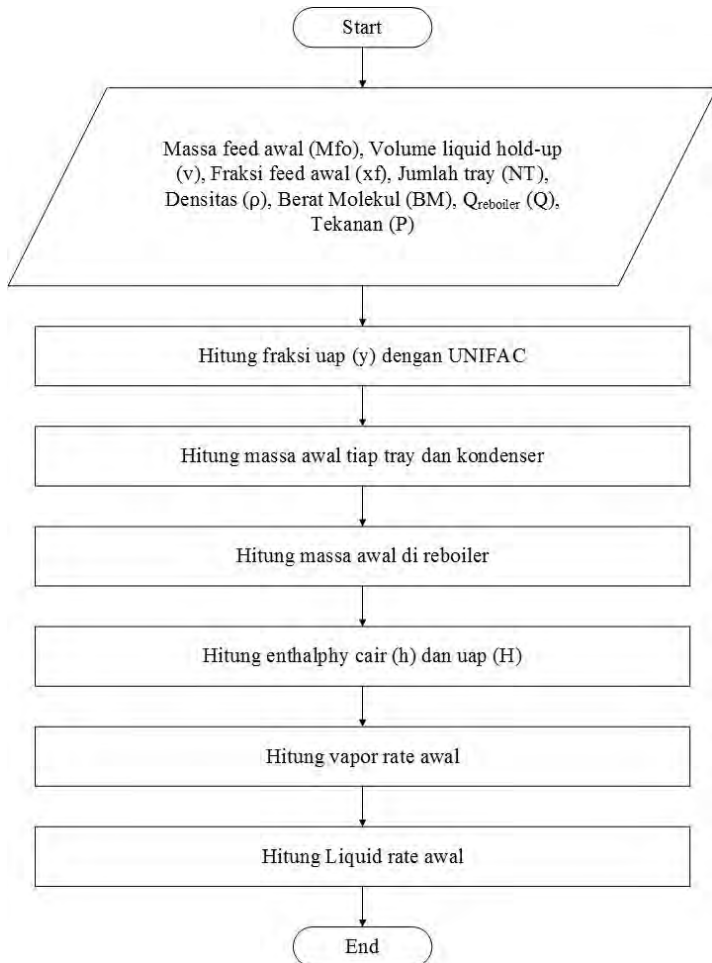
CPuap=jum; %kj/mol total liquid

```

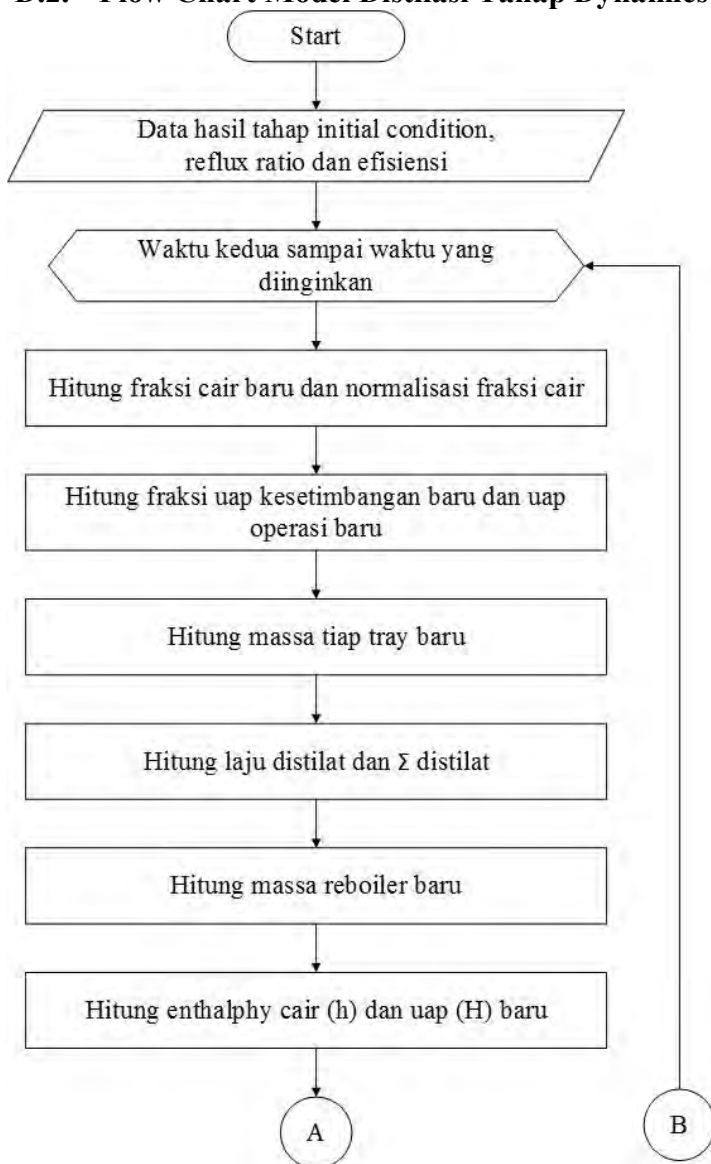
APPENDIKS D

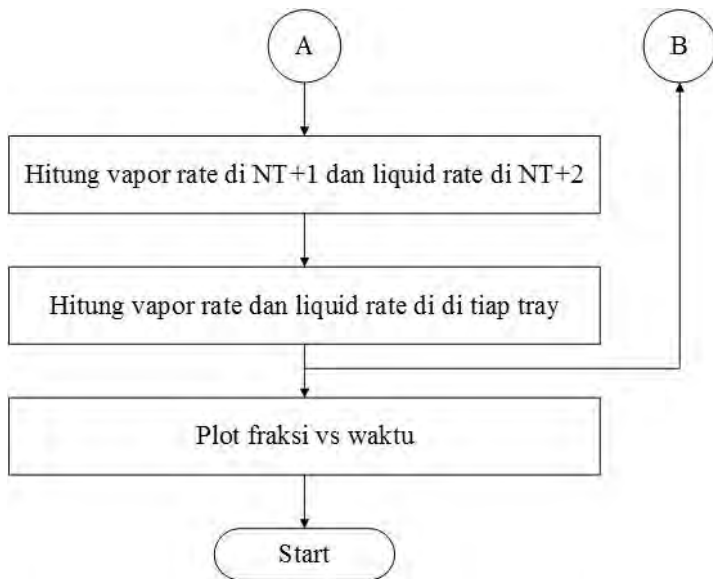
FLOW CHART SIMULASI DISTILASI BATCH

D.1. Flow Chart Model Distilasi Tahap Start Up



D.2. Flow Chart Model Distilasi Tahap Dynamics





RIWAYAT HIDUP PENULIS



Tarikh Azis R adalah anak pertama dari tiga bersaudara. Penulis lahir di kota Surabaya tepat pada tanggal 29 April 1993. Penulis menjalani dunia pendidikan formal di SD Muhammadiyah 11 Surabaya, SMP Negeri 3 Surabaya, SMA Negeri 6 Surabaya, dan melanjutkan kuliah di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri di Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya. Penulis pernah bergabung di organisasi

semasa menempuh pendidikan di perguruan tinggi yaitu sebagai staf media dan informasi IECC BEM ITS. Penulis pernah melakukan kerja praktek di PT Petrokimia Gresik. Kemudian penulis melakukan penelitian dibawah bimbingan Prof. Dr. Ir. Ali Altway, MSc. dan Siti Nurkhamidah, S. T., MS, Ph.D dengan judul Pemodelan distilasi batch multikomponen etanol dari broth fermentasi molasses dalam *tray column* dengan *packing*. Penulis mengucapkan terima kasih atas segala bantuan yang diberikan dari pembimbing, orang tua, kawan-kawan dari Laboratorium Perpindahan Massa dan Panas, serta pihak-pihak lain yang telah membantu terselesaikannya penelitian ini. Penulis dapat dihubungi melalui email tarikh.azis93@gmail.com.

RIWAYAT HIDUP PENULIS



Rendra Panca Anugraha, seorang mahasiswa S1 Teknik Kimia ITS angkatan 2011. Penulis lahir di Bondowoso pada tanggal 25 November 1994. Penulis memiliki beberapa keahlian bidang desain, diantaranya keahlian utamanya adalah desain jaringan penukar panas dan desain kolom pemisah. Penulis juga menguasai beberapa software yang penting di dunia teknik kimia, diantaranya adalah Aspen HYSYS dan MATLAB. Penulis memiliki pengalaman organisasi

sebagai Bendahara Umum Kajian Islam Nurul 'Ilmi Teknik Kimia FTI ITS. Penulis pernah melakukan kerja praktek di PT. PERTAMINA RU IV Balongan Indramayu dengan tugas untuk mensimulasi dan mengevaluasi nitrogen plant di unit utilitas. Dibawah bimbingan Prof. Dr. Ir. Ali Altway, MS. dan Siti Nurkhamidah, ST., MS., Ph.D. di laboratorium teknik perpindahan panas dan massa, penulis mengerjakan proyek “Pra Desain Pabrik *Dry Ice* dari *Flue Gas* Pabrik Semen” dan mengerjakan penelitian “Permodelan Distilasi Batch Multikomponen Etanol dari Broth Fermentasi dalam Tray Column dengan Packing”. Untuk korespondensi dapat menghubungi e-mail penulis rendra.panca@gmail.com.